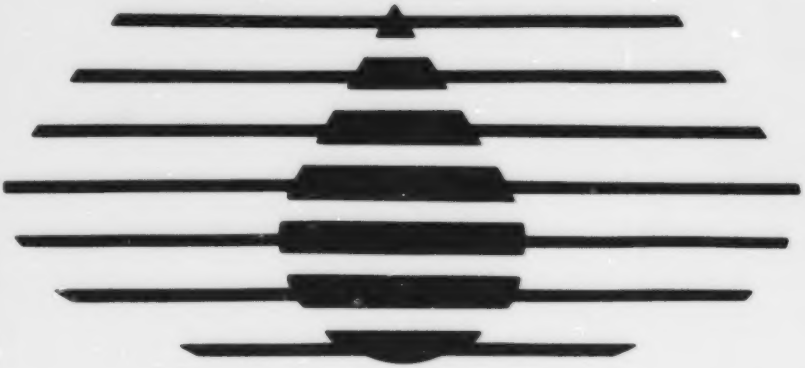
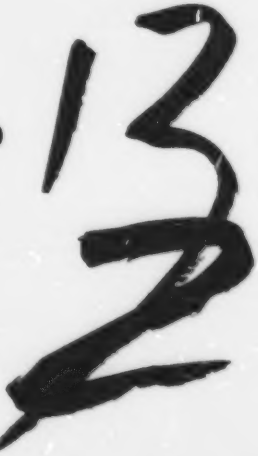


proceedings
compte-rendu

13th INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTEWATER TREATMENT and 2nd WORKSHOP ON DRINKING WATER

13e SYMPOSIUM INTERNATIONAL SUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES et 2e ATELIER SUR L'EAU POTABLE

Le Méridien Hotel
November 14 to 16, 1990
Montreal, Quebec



Hôtel Le Méridien
du 14 au 16 novembre 1990
Montréal (Québec)

AQTE

91-00757/

COMPTE RENDU
PROCEEDINGS

13e
Symposium international
sur le traitement des eaux usées

les 14 et 15 novembre 1990

2e
Atelier
sur l'eau potable

le 16 novembre 1990

Hôtel Le Méridien
Montréal (Québec)

13th
International Symposium
On Wastewater Treatment

November 14 and 15, 1990

2nd
Workshop on
Drinking Water

November 16, 1990

Le Meridien Hotel
Montreal, Quebec

COMITÉ ORGANISATEUR
ORGANIZING COMMITTEE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke est
Édifice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)

Environment Canada
Conservation and Protection
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Société québecoise d'assainissement des eaux
1055, boul. René-Lévesque est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

Le Centre Saint-Laurent
Environnement Canada
Montréal (Québec)
H2Y 2E7

Association québecoise des techniques de l'eau
407, boul. St-Laurent
Bureau 500
Montréal (Québec)
H2Y 2Y5

AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitue ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

* Pour obtenir des exemplaires supplémentaires de ce compte rendu, veuillez communiquer avec :

Publications
Protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 0H3

N° de tél. : (613) 991-1749

NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views presented are entirely those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

* Additional copies of the Proceedings may be obtained from:

Publications
Environmental Protection
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Tel.: (613) 998-4090

©Minister of Supply and Services Canada 1990
Catalogue No. En 44-14/1990E
ISBN 0-662-57903-8
BEAUREGARD PRINTERS LIMITED

©Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1990
No de catalogue En 44-14/1990F
ISBN 0-662-57903-8
IMPRIMERIE BEAUREGARD LIMITÉE

PRÉFACE

Le Comité organisateur du 13e Symposium sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre appui constant.

Le Symposium est dorénavant reconnu comme étant à la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada. Il a aussi acquis une excellente réputation internationale grâce au haut niveau d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le Symposium s'adresse aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception, de l'exploitation et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. Le principal objectif du Symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et industrielles.

Cette année vient s'ajouter encore le 2e Atelier sur l'eau potable. Cette session permettra aux spécialistes de l'eau potable de se rencontrer et d'échanger sur les récents développements dans leur domaine.

Le Comité organisateur de la Conférence tient à remercier les conférenciers et les animateurs du Symposium et de l'Atelier de leur précieuse collaboration.

PREFACE

The organizing committee of the 13th Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support.

The Symposium has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada. The degree of excellence in technology transfer that the Symposium provided has also gained international recognition.

The Symposium is intended for specialists working in research and the design and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

This year we are again presenting the 2nd Workshop on Drinking Water. The session's objective is to permit all of drinking water specialists to meet and discuss the newest technologies of this specialty.

The Organizing Committee wishes to record its appreciation of the effort of the speakers and the moderators of both the Symposium and the Workshop.

Denis Lapointe Ronald Zaloum Éric Bouchard Jean-Claude Paradis
Kamal Karazivan Lisette Provencher Thérèse Drapeau Susan Clarke

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS

SYMPOSIUM INTERNATIONAL SUR LE TRAITEMENT DES EAUX USÉES
INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON WASTEWATER TREATMENT

page

Session 1

SEXTANG: Système expert d'aide à l'exploitation des stations d'épuration des eaux usées par étangs facultatifs (SEXTANG: Facultative lagoon Wastewater Treatment Expert System) 1

J.B. Serodes, Département de génie civil,
Université Laval, Québec (Québec)

Assessing Operational Strategies through Continuous Simulation of Wastewater Treatment Plants (Élaboration de stratégies d'opération de stations de traitement d'eaux usées par simulation continue) 3

Gilles Patry, McMaster University
Hamilton, Ontario

L'usine d'épuration de Saint-Hyacinthe conception versus exploitation (St. Hyacinthe Wastewater Treatment Plant Design versus Operation) 5

Edna B. Boisselle, Pierre Audet
Pellemon, Montréal (Québec)

Système expert en assainissement : «GÉANT» (Wastewater Treatment Expert System "GEANT") 13

Christian Fayoux, Laboratoire Central Lyonnaise des Eaux
Le Pecq, France

La consultation publique bouscule le processus de prise de décision (Public Consultation Shapes the Decision-making Process) 15

Michel Dorais,
Bureau d'audiences publiques sur l'environnement
Québec, Canada

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Session II

Traitement des effluents d'une usine de pâtes et papiers par filtre biologique aéré biocarbone (Aerated Biological Treatment of Pulp and Paper Mill Effluents) 17

A. Kantardjieff, La Groupe Teknica
Sherbrooke (Québec)

Secondary Treatment of a Chemical/Thermomechanical Pulp and Paper Effluent (Traitement secondaire de l'effluent d'un procédé de pâte chimique/thermomécanique) 19

H. W. Liu, S. N. Lo, H. C. Lavallée,
Centre de recherche en pâtes et papiers, Université du Québec
Trois-Rivières (Québec)

Acute Toxicity Assessment of Water, Sediment and Depurated Shellfish Samples using the Microtox Bioassay (Évaluation écotoxicologique d'échantillons d'eau, de sédiments et de mollusques au moyen du microtox) 21

Dr. Mamie M.M. Lau (Wong),
Environmental Protection Department, Hong Kong

Traitement anaérobie d'un effluent toxique d'une usine de pâte thermomécanique (Anaerobic Treatment of a Toxic Stream from a Thermo-mechanical Pulp Mill) 43

M. Paquet, J.-G. Bisaillon, G. Paquette, F. Lépine, R. Beaudet
Université du Québec, Chicoutimi (Québec)
Institut Armand-Frappier, Laval (Québec)

Treatment of Sewage from Small Communities of Arid Regions (Traitement des eaux d'égout dans les petites communautés des régions arides) 63

N.K. Pareek, A. Abufayed, National Consulting Bureau
Al Rayah Al Khadra Eng. University, Tripoli, Libya

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Session III

Agricultural Utilization of Paper Mill Sludge in the Niagara Area (Réutilisation agricole des boues de papeteries dans la région du Niagara) 65

Kevin Bellamy, Nicole de Lint
Ortech International, Mississauga, Ontario

N.F. Pridham, Quebec and Ontario Paper Company
Thorold, Ontario

Robert Cline, Ontario Ministry of Agriculture and Food
Vineland, Ontario

Incorporation of Biological Excess of Phosphorus Removal in a General Acitivated Sludge Model (Inclusion d'une étape d'élimination biologique des excès de phosphore dans un modèle généralisé pour les boues activées) 83

Peter Dold, Department of Civil Engineering & Engineering Mechanics, McMaster University, Hamilton, Ontario

Étude de traitabilité menée à Drummondville : Résultats et perspectives offerts par la biofiltration (Procedé BIOFOR) (Pilot Study using the BIOFOR Biological Filter) 115

P. Grulois, L. Provencher,
Zénon Environnement, Montréal (Québec)

Tremendous Treatment of Domestic Oxidation Ponds Effluents by the Culture of Polyphagus Fishes (Traitement exceptionnel des effluents des étangs d'oxydation par des poissons polyphages) 131

Shamim A. Khan, S.P.G. College of Science
Bhopal, India

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Session IV

Modèle dynamique pour un système de boues activées traitant des effluents d'une usine de produits chimiques organiques (Dynamic Model for the Activated Sludge Process Treating an Organic Chemical Wastewater) 139

Gilles Patry, Ronald Zaloum
Centre Saint-Laurent, Environnement Canada
Montréal (Québec)

Halifax Harbour Clean-Up - A Research Perspective (Assainissement du Port de Halifax : Perspectives de recherches) 141

H. B. Nicolls, Bedford Institute of Oceanography
Fisheries and Oceans Canada, Dartmouth, Nova Scotia

A Comparison of Upflow and Downflow Tertiary Filters for Sewage Treatment (Traitement tertiaire des eaux usées - Comparaison des filtres granulaires à courants ascendants et descendants) 151

Mitchell Laginestra, Water Board
Sydney, Australia

Remontée de la nappe phréatique comme technique de conception d'un champ d'épuration (Novel and Rational Design Approach for Community Septic Tanks) 167

Yves Barabé, Hydro-Québec

Status of Wastewater Generations; Economic Value and Cost of Treatment Plants in Class I Cities in India 195

R. M. Bhardwaj, M. Pandey, R. C. Trivedi
Central Pollution Control Board, Delhi, India

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

2e Atelier sur l'eau potable
2nd Workshop on Drinking Water

page

Session I

Developping Canadian Drinking Water Quality Guidelines
(L'élaboration des recommandations pour la qualité de l'eau potable au Canada) 211

Richard S. Tobin, Grace C. Wood
Health and Welfare Canada, Ottawa, Ontario

Le plomb dans l'eau potable des garderies de la région de Québec
(Lead Concentrations in Day-Care Centres in the Quebec Region) 219

Michel Lavoie, Centre de toxicologie du Québec, Sainte-Foy (Québec)

Patrick Levallois, Département de santé communautaire du Centre hospitalier de l'Université Laval, Sainte-Foy (Québec)

Phillip Guerrier, Département de santé communautaire de l'Hôpital du Saint-Sacrement, Sainte-Foy (Québec)

Hiep Trinh Viet, ministère de l'Environnement du Québec, Sainte-Foy (Québec)

Nouveaux développements de la décantation
(New Developments in Sedimentation) 227

Yves Richard, P. Dauthuille,
Degrémont, Paris, France

J. Marchand,
Degrémont, Montréal (Québec)

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Utilisation des membranes de nanofiltration pour l'enlèvement de la couleur et des matières organiques naturelles dans la production d'eau potable (Reduction of Colour and Organic Concentrations using Membrane Filtration) 247

Maurice Kyriacos, Jean-François Demers,
Zénon Environnement Inc., Anjou (Québec)

Historical Review of Chlorination and Dechlorination with Respect to Various Developments in Equipment and Technology (Évolution historique de la chloration de la technologie et des équipements) 259

Session II

Incidence de quelques étapes de traitement sur l'évolution du CODB d'eaux à potabiliser et de molécules modèles (The Effect of Treatment Processes on the Fate of Dissolved Organic Matter Using Raw and Spiked Water) 261

Nicole Merlet, Nathalie Karpel Vel Leitner, Marcel Doré
Laboratoire de chimie de l'eau et des nuisances, École supérieure d'ingénieurs de l'Université de POITIERS-FRANCE

Importance du contrôle du carbone organique dissous bioéliminable (CODB) dans la stratégie de maintien de la qualité de l'eau potable en cours de distribution (Significance of Biodegradeable Dissolved Organic Carbon Control in Maintaining Water Quality in Distribution Systems) 273

Yves Levi, Compagnie générale des eaux
Paris, France

Réduction de la demande en chlore dans une filière de traitement biologique en eaux froides (Chloride Demand Removal by Biological Treatment in Cold Water) 283

M. Prévost, R. Desjardins, D. Duchesne, C. Poirier,
Gendron Lefebvre, R & D Environnement, Laval (Québec)

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Le couplage ozone/peroxyde d'hydrogène de l'essai pilote à l'usine de traitement de l'eau potable (Ozonation/H_2O_2 Coupling: From Pilot Tests to the Water Treatment Plant) 299

Olivier Wable, Jean-Pierre Duget, Joel Mallevialle
Lyonnaise des Eaux-Laboratoire Central, le Pecq, France

POSTER SESSION
SÉANCE D'AFFICHAGE

Utilisation d'un procédé biologique de lixiviation des métaux lourds pour le remplacement de la stabilisation des boues municipales (Biological Leaching of Heavy Metals as a Sludge Detoxification Option) 315

J.-F. Blais, R.D. Tyagi, J.C. Auclair, A. Gravel
Institut national de la recherche scientifique,
Université du Québec, Sainte-Foy (Québec)

Le traitement des boues d'usine d'épuration par stabilisation chimique et compostage (Wastewater Treatment Plant Sludges Chemical Stabilization) 327

Arnold Ross, Sonia Ouldali,
Serrener Consultation Inc., Sherbrooke (Québec)

Submerged Biological Contactor: Full-Scale Demonstration Studies of Operational Characteristics (Démonstration à grande échelle d'un réacteur biologique submergé) 329

Charles R. Hlavach, William A. Hilgendorf, Robert J. Hynek
ENVIREX INC., Waukesha Wisconsin

TABLE DE MATIÈRES
TABLE OF CONTENTS
(suite/cont'd.)

page

Biofiltration à base de tourbe : une alternative prometteuse pour l'assainissement individuel (Biofiltration Using Peat: A Promising Option for Small Scale Treatment) 343

Ginette Bélanger et Géraldo Buelna,
Les Tourbières Premier Ltée.,
Trois-Rivières (Québec)

Détermination du volume des boues par écho-sonde (Sludge Volume Determination Measurements by Sonar) 351

C. Ouimette, Pro-Gest Inc.
Sherbrooke (Québec)

Sextang: Système expert d'aide à l'exploitation des Stations d'épuration des eaux usées par étangs

(Sextang: Facultative Lagoon Wastewater Treatment Expert System)

J.B. Serodes
Département de Génie Civil, Université Laval, Québec

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Assessing operational strategies trough Continuous Simulation of Wastewater Treatment

(Élaboration de Strategies d'opération de Stations de traitement d'eaux usées par simulation continue)

Gilles Patry,
Department of Civil Engineering
McMaster University
Hamilton, Ontario

Texte mon reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

L'USINE D'ÉPURATION DE SAINT-HYACINTHE
CONCEPTION VERSUS EXPLOITATION

par

Edna B. Boisselle, ing. M.Sc.A. et Pierre Audet, surintendant
Pellemon, 8000, boul. Décarie, 3e étage, Montréal, Québec, H4P 2S4

Données de conception

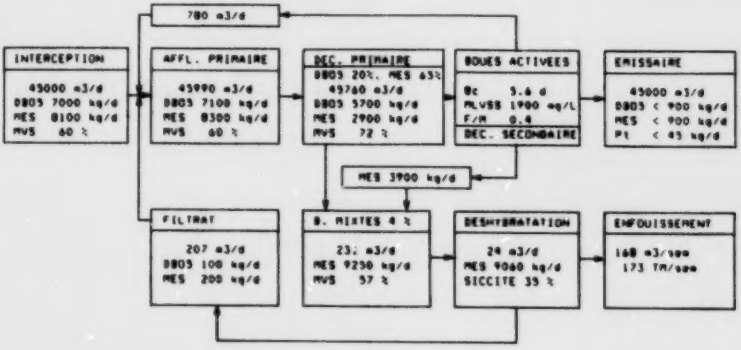
Lors de la conception de l'usine d'épuration de Saint-Hyacinthe en 1983, la population desservie par l'intercepteur s'élève à 39 240 personnes. La période de design s'étend jusqu'en 1995 pour une population projetée de 51 520 personnes. Les débits et les charges unitaires retenues pour les secteurs résidentiels proviennent des résultats d'une campagne de caractérisation: 318 L/pers.-d, 46,1 g/pers.-d de DBO_5, 37,3 g/pers.-d de MES et 2,2 g/pers.-d de Pt. À ces charges s'ajoutent les charges industrielles définies par la division Assainissement industriel du MENVIQ, et la charge des eaux de lavage de l'usine de filtration, résultant respectivement de diverses campagnes de caractérisation antérieures. Les débits d'eaux parasites d'infiltration sont déduits des résultats de l'analyse EPIC publiés en 1983. Alors que quelques industries importantes viennent de fermer leurs portes, aucune prévision de croissance industrielle n'est intégrée aux données de conception: 45 000 m^3/d, 7 000 kg/d de DBO_5, 8 100 kg/d de MES et 135 kg/d de Pt.

Une basse saison industrielle est prévue sept mois par année où la charge anticipée de DBO_5 n'est que de 4 500 kg/d, tandis que la pointe horaire prévue en haute saison est de 11 700 kg/d.

La chaîne de traitement comporte une décantation primaire suivie de boues activées à moyenne charge. Les boues secondaires sont épaissies dans les décanteurs primaires et les boues mixtes brutes sont déshydratées par filtres-presses avant d'être évacuées vers un site d'enfouissement sanitaire.

Le bilan de masse de conception est présenté à la figure 1. À cause de la forte proportion de boues chimiques provenant de l'usine de filtration la fraction de matières volatiles anticipée n'est que de 60 %. Il est prévu que la DBO_5 industrielle est principalement soluble de sorte que l'enlèvement prévu de la DBO_5 à la décantation primaire est de 20 % seulement. Bien qu'il soit prévu d'épaissir les boues secondaires dans les décanteurs primaires, les calculs de ce bilan sont effectués comme si les boues extraites des décanteurs secondaires étaient acheminées directement vers les bassins de stockage des boues mixtes. La concentration prévue des boues mixtes est de 3 à 5 %. La siccité des boues déshydratées visée et obtenue lors des essais de qualification pour le préachat des filtres-presses est de 35%. Ces essais de qualification ont été réalisés en utilisant un mélange de boues primaires et secondaires dans les proportions prévues au bilan de masse de conception.

FIGURE 1: BILAN DE MASSE DE CONCEPTION



Résultats d'exploitation

Les débits et les charges moyens mensuels pour une période de deux ans sont présentés aux figures 2, 3, 4 et 5.

Les figures 6 et 7 présentent les exigences de rejets et la qualité de l'effluent pour la DBO_5 et les MES. En opération normale, l'usine respecte largement les exigences mensuelles et annuelles. Il est à noter que le MENVIQ n'a formulé aucune exigence journalière pour la qualité de l'effluent.

Avant d'établir le bilan de masse d'exploitation, il faut concilier et épurer un ensemble de données s'étendant sur une période de temps suffisamment longue pour couvrir toutes les conditions d'exploitation. Des erreurs systématiques peuvent affecter l'interprétation des données, par exemple les débitmètres de boues doivent être nettoyés et calibrés fréquemment car leur encrassement occasionne des lectures erronées. Il faut éviter dans la mesure du possible les dégouttures d'eau dans les bennes de boues puisque les bilans de solides basés sur la siccité des échantillons de boues en sont faussés. La pesée des camions de boues avant et après la décharge est nécessaire, surtout en hiver puisqu'une fraction non négligeable des boues peut être retournée à l'usine, gelée sur les parois des bennes.

FIGURE 2: DEBITS MOYENS MENSUELS

1988–1990

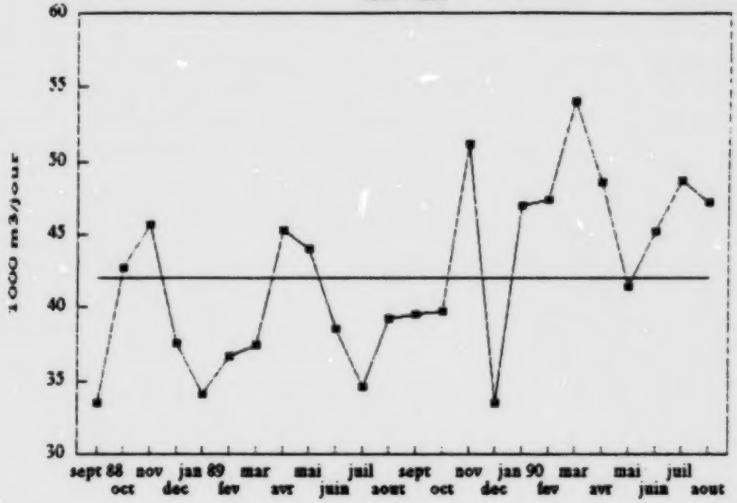


FIGURE 3: CHARGES DE DBO5 MOYENNES MENSUELLES

1988–1990

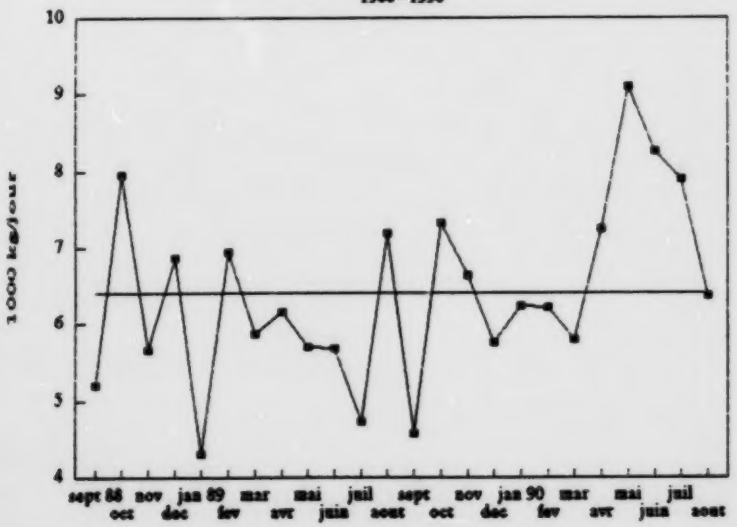


FIGURE 4: CHARGES DE MES MOYENNES MENSUELLES
1988–1990

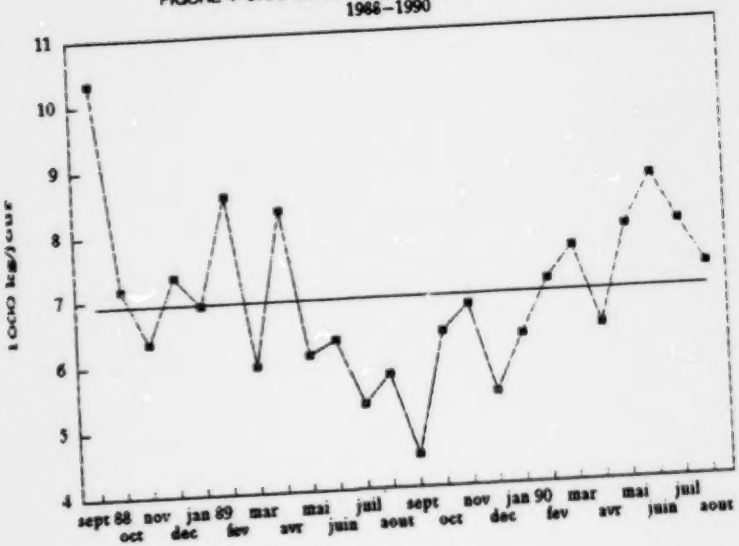


FIGURE 5: CHARGES DE Pt MOYENNES MENSUELLES
1988–1990

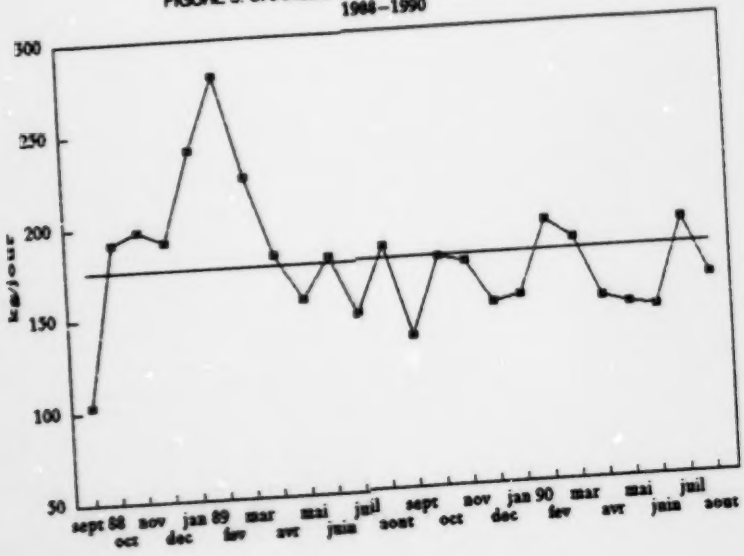


FIGURE 6: QUALITE ET NORMES D'EFFLUENT

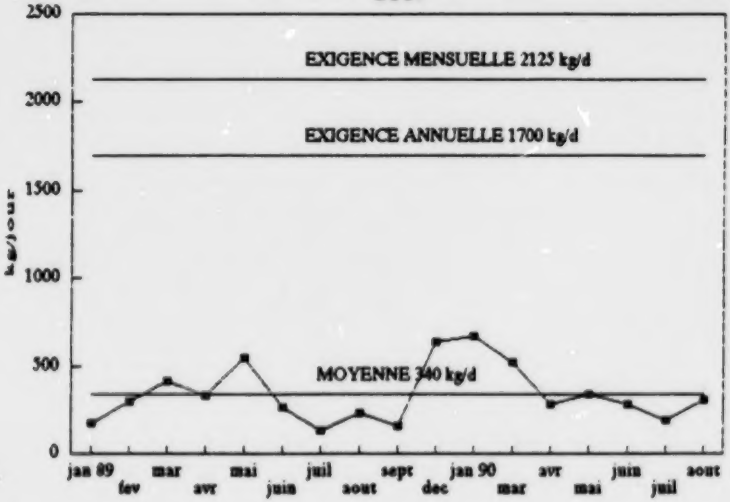
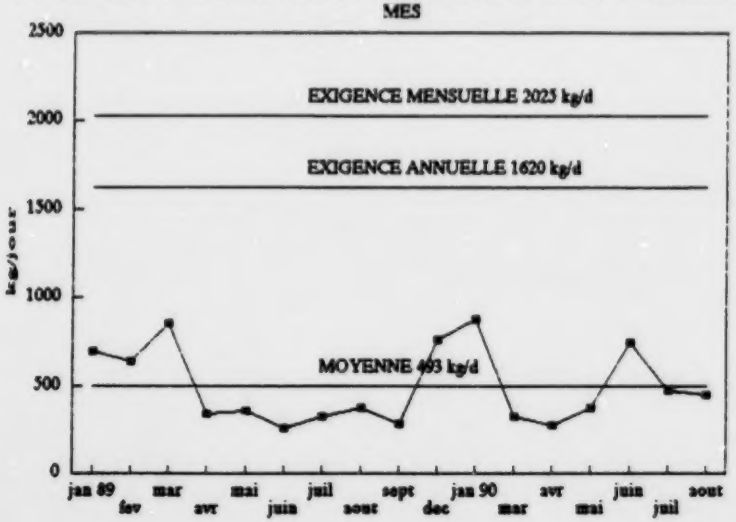


FIGURE 7: QUALITE ET NORMES D'EFFLUENT



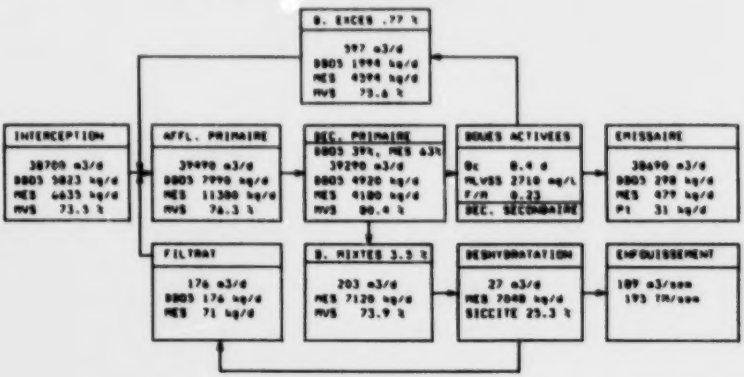
Le bilan de masse moyen annuel basé sur les données d'exploitation de l'année 1989 est présenté à la figure 8. La fraction volatile des MES de l'eau brute est de 73,5 %, donc sensiblement supérieure à la valeur théorique anticipée de 60 %.

Ce bilan diffère du bilan de conception car il reflète précisément le fonctionnement des décanteurs primaires, les boues en excès y étant retournées pour épaississement. L'affluent des décanteurs primaires comporte une charge de MES et de DBO, provenant des boues en excès.

Le comportement de ces boues est variable selon leur degré d'oxygénation à la sortie des bassins d'aération, le niveau d'oxygène dissous des eaux brutes, la durée de leur séjour dans les décanteurs et la température de l'eau. L'évaluation du rendement des décanteurs primaires montre que ceux-ci enlèvent 39% de la DBO_5, 63 % des MES et 61 % des MVS. Il faut tenir compte de ces rendements pour évaluer la quantité de boues en excès effectivement extraite de l'usine ainsi que pour calculer l'âge des boues et le rapport aliment/masse. On constate que l'âge des boues est maintenu un peu au-dessus de 8 jours en moyenne annuelle alors que le rapport A/M se situe aux environs de 0,23 au lieu des valeurs prévues de 5,6 d et 0,4 lors de la conception.

La quantité de boues mixtes déshydratées est inférieure en moyenne à celle prévue, mais la siccité obtenue n'est que de 25,3 % au lieu de 35 % de sorte que la quantité de boues évacuées de l'usine dépasse les prévisions originales. Ce résultat est attribué à la nature des boues dont une forte proportion est d'origine industrielle.

FIGURE 8: BILAN DE MASSE D'EXPLOITATION



L'image rassurante projetée par ce bilan de masse moyen annuel cache les difficultés d'exploitation rencontrées à cause des fluctuations extrêmes de charge se produisant sur une base quotidienne et saisonnière. L'étude statistique de ces charges révèle comme le montrent les figures 9 et 10 que la charge journalière de DBO, dépasse la charge de conception 32 % du temps tandis que la probabilité de dépassement des données de conception est de 18 % dans le cas des MES. Lors d'une campagne d'analyse de trois jours où la charge de DBO, moyenne se situait à 8 500 kg/d, des pointes soutenues de DBO, de 12 700 à 14 300 kg/d ont été observées de 10 h à 18 h. Pendant ces périodes, la concentration d'oxygène dissous dans les bassins d'aération n'est plus mesurable et il est important de surveiller étroitement l'état des boues activées. Le déficit chronique d'oxygène constitue le principal problème d'exploitation rencontré et s'aggrave lorsque la température de l'eau se réchauffe. À la limite, en période estivale, il peut être nécessaire de dériver les pointes horaires extrêmes pour préserver le bon fonctionnement des boues activées.

En été, la concentration des boues mixtes dont la moyenne annuelle se situe à plus de 3,5 % diminue jusqu'à 2 %. Ce phénomène accompagne la dénitrification des boues en excès que l'on observe dans les décanteurs primaires, et affecte la déshydratation des boues. Les siccités qui atteignent 28 à 30 % dans de bonnes conditions diminuent alors à 20 %, les gâteaux de boues sont plus collants, plus difficiles à décharger. L'ensemble de ces facteurs contribue à allonger les heures d'opération affectées à la déshydratation des boues. Pour contrôler ces difficultés, on entreprend de réduire la concentration du liquide mixte, donc de l'âge des boues, avant le début du printemps. La concentration minimum pratique se situe aux environs de 1 800 mg/L de MLVSS, ce qui correspond à un âge de boues variable entre 6 et 7 jours. Une distribution égale des MES entre les bassins en parallèle est aussi essentielle pour éviter la dégradation de la qualité de l'effluent de l'un d'entre eux. Une parfaite distribution hydraulique n'est pas le gage d'une égale distribution de matières en suspension. Des mélangeurs statiques sont incorporés aux chambres de distribution pour améliorer cette répartition.

On peut conclure qu'une usine par boues activées à moyenne charge peut tolérer des fluctuations considérables de charge tout en produisant un rendement supérieur à 90 % sur une base mensuelle et annuelle. Cependant, une telle flexibilité n'est possible que dans la mesure où l'on peut augmenter la production de l'aération des boues activées et du traitement des boues. Dans le premier cas les équipements se sont avérés limitants, tandis qu'il a été possible d'allonger les heures d'opération en déshydratation.

FIGURE 9 : COURBE DE PROBABILITÉ SUR UNE BASE ANNUELLE CARACTÉRISANT LES CHARGES DE DBO5 DES EAUX BRUTES

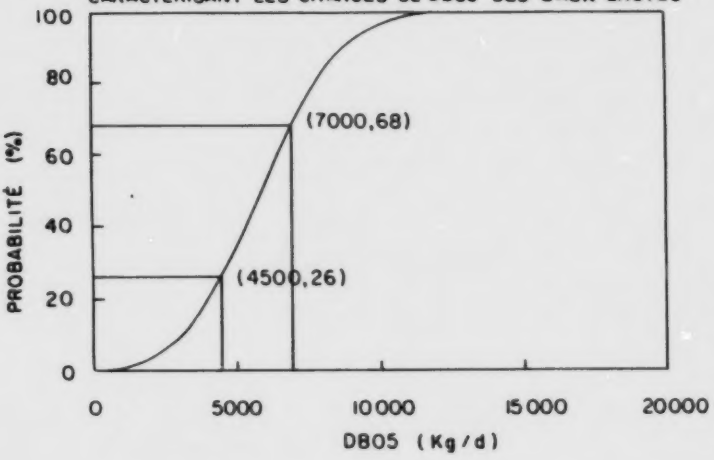
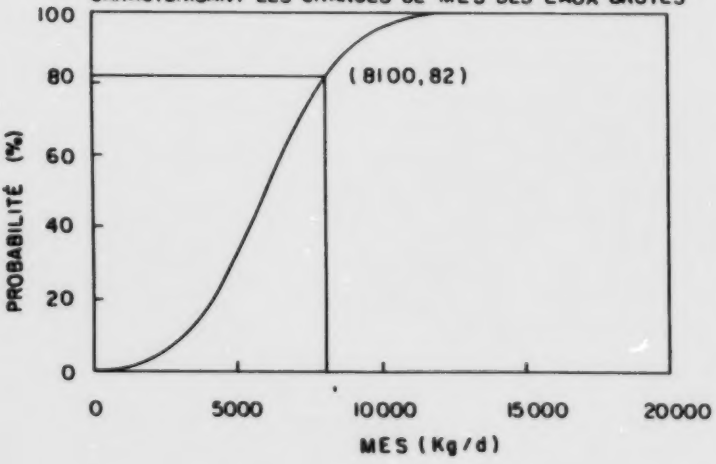


FIGURE 10 : COURBE DE PROBABILITÉ SUR UNE BASE ANNUELLE CARACTÉRISANT LES CHARGES DE "MES" DES EAUX BRUTES



Système expert en assainissement: GEANT

(Wastewater Treatment Expert System GEANT)

C. Fayoux,
Laboratoire Central Lyonnaise des Eaux
Le Pecq, France

Texte mon reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

La consultation publique bouscle le processus de prise de décision

(Public Consultation Shapes the Decision Making Process)

Michel Dorais,
Bureau d'Audiences publiques sur l'Environnement Québec

Texte reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Traitement des effluents d'une usine de pâtes et papier par filtre biologique aéré brocarbone

(Aerated Biological Treatment of Pulp and Paper Mill Effluents)

A. Kantajieff,
Le Groupe Teknica
Sherbrooke, Québec

Texte reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Secondary Treatment of a Chemical/Thermomechanical Pulp and Paper Effluent

(Traitement secondaire de l'effluent d'un procédé de pâte chimique/thermomécanique)

H. W. Liu, S. N. Lo, H. C. Lavallée
Centre de recherche en pâtes et papiers
Université du Québec, Trois-Rivières (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

Acute Toxicity Assessment of Water, Sediment, and Depurated Shellfish Samples using the Microtox Bioassay

by
Mamie M.M. Lau (Wong)
Environmental Protection Department
25th Floor, Southorn Centre,
130 Hennessy Road, Wan Chai
Hong Kong.

I. INTRODUCTION

Pollutants and toxicants of a wide spectrum are unleashed daily into the environment of Hong Kong. Much concern has been raised in the consumption of shellfish, in particular, as it proliferates around the harbour and coastal areas, accumulating toxins, heavy metals, and organics from the surrounding water. Mussels and clams sold in local markets are often submerged in sea water for the purpose of depuration as well as keeping them fresh, but the efficacy of this method of depuration has yet to be established.

In the more conventional methods, toxicity testing employs marine animals such as mussels and fish. Such bioassays normally take days or weeks to accomplish, and the statistical reliability is greatly limited by the number of organisms tested. The age of test samples, growth conditions, nutritional status, and previous exposure to toxicants, are other factors that affect the test results. Systematic testing using these bioassays have not been established in the Environmental Protection Department (EPD) of Hong Kong.

With the advent of the Microtox system, acute toxicity testing can be performed much more rapidly, in a matter of minutes instead of days. The Microtox bioassay utilizes a suspension of marine bioluminescent bacteria, and each test registers the mean toxic response of about one million bacteria. This large testing population, which can never be attained with conventional bioassays, results in higher resolution and statistical reliability. Furthermore, the small sample requirement and low cost involved in Microtox assay make it suitable for use in rapid systematic screening.

The Microtox bioassay has versatile applications including the assessment of acute toxicity of contaminants in the aquatic environment (King, 1984; Bulich and Isenberg, 1980) and sediment samples (Dutka and Kwa, 1988: Lau-Wong, 1989), monitoring hazardous waste leachate and detoxification (Caleja et al, 1986; Symons and Sims, 1988), and screening bacterial toxicants (Atkinson and Switzenbaum, 1986), complex effluent (Vasseur et al, 1984), waste drilling fluid (Strosher, 1984), biocide (Barton and Delhaize, 1986) and biomaterials (Burton et al, 1986). Microtox assay results have also demonstrated good correlation with other bioassay results such as the rainbow trout (Qureshi et al, 1982; Strosher, 1984).

This paper describes the use of the Microtox system in acute toxicity testing, with the intention of establishing a systematic screening procedure for water, sediment and biota samples and evaluating the method of depuration of shellfish.

II. PROGRAMME FOR ACUTE TOXICITY TESTING

The programme of acute toxicity testing using the Microtox system is undertaken by EPD with the following objectives:

. To obtain baseline acute toxicity data for water, sediment, and biota samples from Hong Kong. These data serve as basis for comparison in the event of future improvement or deterioration of the environment.

. To assess the toxicity of suspected samples (eg. for testing of red tide toxin).

. To assess the effectiveness of treatment of polluted samples (eg. mussel or clam grown in polluted waters or affected by red tide toxin).

. To determine the potential hazard of new chemicals introduced into the aquatic environment.

. Monitoring activities commenced in August 1988 and the results in this report mainly pertain to the first three objectives.

III. PRINCIPLE AND METHODOLOGY

The principle of Microtox bioassay

The Microtox bioassay utilizes the marine bioluminescent bacterium, Photobacterium phosphoreum, which is prepared in a lyophilized form (freeze-dried under vacuum). When rehydrated with the reconstitution solution, the bacteria are revived and their light output is measured by a photomultiplier tube. When challenged by a sample of unknown toxicity, the light intensity may be diminished. The light loss is dependent on test temperature and 15°C is normally chosen as the operating temperature.

Serial dilutions of the sample and their corresponding light loss are used to construct a dose-response curve. Some toxicants exert their maximum effect almost immediately, while others take longer, at 15 or 30 minutes. Even longer incubation times are required to enhance the sensitivity of toxicants such as metal ions, which exhibit slow inhibition reactions.

The Gamma value Γ is calculated as the ratio of light loss during test time (t) to the light remaining at time (t). EC50 is the effective concentration of toxicant causing a 50% decrease in bacterial light output under defined condition of exposure time (t) and test temperature (T). EC50 is determined from the plot of log Γ versus log (concentration); it is the concentration at which Γ=1. The EC50 is dependent on test temperature and incubation time and the value should be reported with these parameters specified.

Method

The method was adapted from that described in the Microtox System Operating Manual. Measurements were made on the strip chart recorder at 5 min intervals to determine the incubation time that would elicit the maximum toxic effect. The Lotus software was used for calculation and data regression. Absorption correction was required for coloured samples. A testing temperature of 15°C was adopted for all Microtox bioassay in this study.

In our studies on the bioluminescent behaviour of the bacteria, an adaption period of 15 minutes (described in the Microtox Manual) is usually not enough for the bacteria to recover from the shocks of reconstitution, transfer into the diluent, and shift in temperature. As there is statistical fluctuation in their response, a longer equilibration time is required before measurements should take place.

Sample collection and preparation

Locations for sampling of surface water, sediment, and biota samples are shown in the map in Fig. 8. This report will present the results of samples collected at the following locations:

- Water - Tuen Mun Nullah, Mui Wo River.
- Sediment - Kowloon Bay Typhoon Shelter, dumping ground south of Cheung Chau, Causeway Bay Typhoon Shelter.
- Mussel and clam - Two samples (about 150 each) of small polymorphic clam (Tapes philippinarum) and two samples of green-lipped mussel (Perna viridis) were purchased at different markets. The samples of clam and mussel bought at Sai Kung were already under depuration at the shop of purchase and were denoted by CSK and MSK respectively; whereas the clam sample and the mussel sample bought at Causeway Bay were untreated by the vendor and were denoted by CCB and MCB respectively.

Sample preparation:

. Water samples were tested with or without initial dilution depending on the toxicity.

. Since the sediment samples obtained from Kowloon Bay were rich in H_2S, agitation was minimised to prevent the escape of this toxic gas. Sediment samples were centrifuged at 5000 rpm (3500g) for 20 minutes. The supernatant was aspirated off for testing.

. Shells were removed from mussel and clam samples. The tissue was homogenised for several minutes, and centrifuged at 5000 rpm (3500g) at 15°C for 20 minutes. The supernatant was aspirated off for testing.

. One-quarter of each 5 kg sample was reserved for the bioassay, while the rest was depurated in an aquarium filled with clean seawater obtained from distant unpolluted waters. To maintain a constant oxygen supply to the organisms, air was delivered via an aquarium aerator. A quarter portion of the shellfish was removed for assay at 2 day intervals up to 6 days. The shells of each portion were removed and the tissues were homogenised for 10-15 minutes and centrifuged at 5000 rpm (3500g) at 15°C for 20 minutes. The supernatant was aspirated off for testing.

IV. RESULTS AND DISCUSSION

The Gamma values Γ and EC50 (15°C) for Tuen Mun Nullah and Mui Wo River are given in Table 1. The maximum value of Gamma and the corresponding time are marked with an asterisk *. Some samples were not toxic enough to diminish the light output by 50% (=1), and subsequently EC50 could not be determined. In such cases, the relative toxicity is reflected by the Gamma values; the lower the values, the less potent the sample. In interpreting toxicity using EC50, the lower the value, the more toxic the substance; since it implies that a lower concentration can induce a 50% reduction in light output.

Tuen Mun Nullah

Water was sampled from six sites (TM1 to TM6) along the course of the Tuen Mun Nullah as shown in Fig.1. TM1 gave the highest Gamma value, and it was the only sample toxic enough to give an EC50. At 5 minutes, the EC50 was at a dilution factor (df) of 0.513. The toxic effect was enhanced as the time of incubation increased, levelling off at a df of 0.39 at 30 minutes.

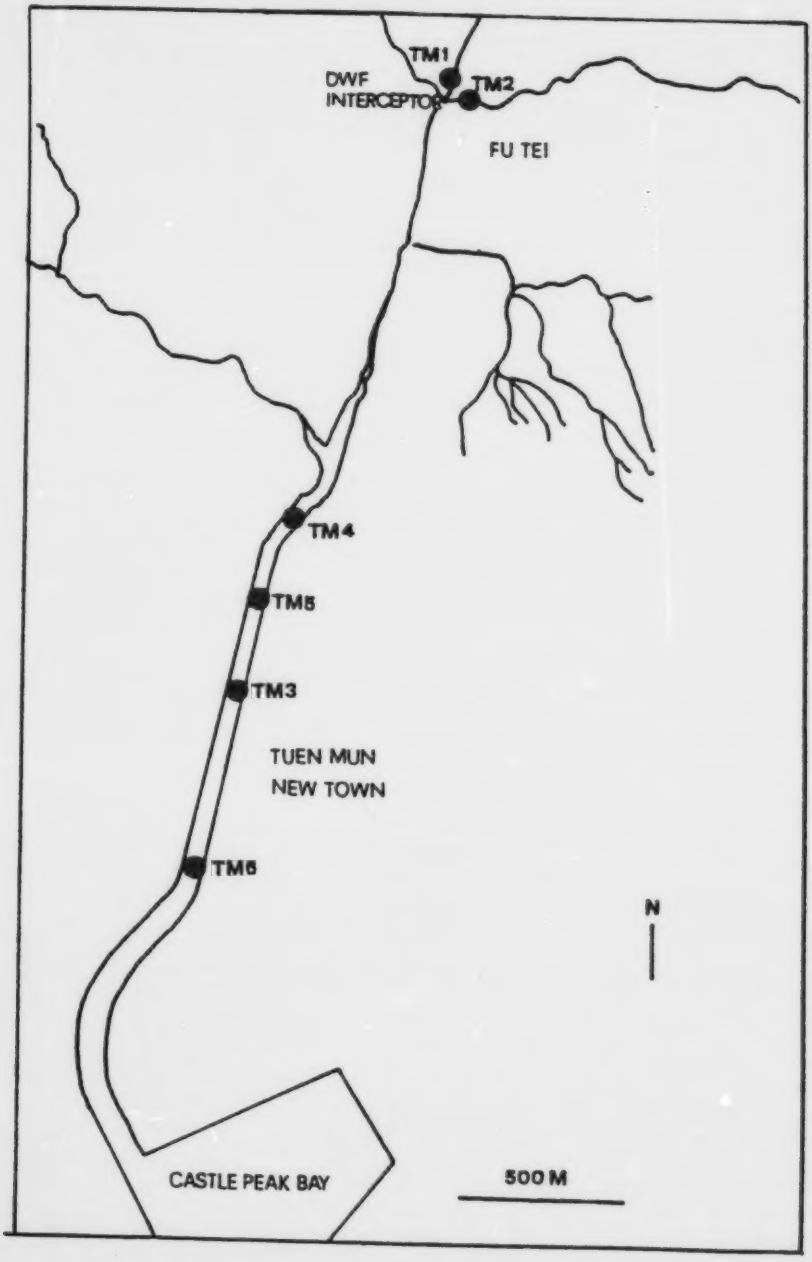


Figure 1 Tuen Mun Nullah: sampling stations

Table 1: Acute Toxicity Tests of Water Samples

Location	Γ(5)	Γ(t)*	EC50(t)	
Tuen Mun Nullah (sampling on 16.9.88)			Maximum	Minimum
TM1	1.554	2.517(30)	0.513(5)	0.397(30)
TM2	0.499	0.695(20)	-	-
TM3	0.597	0.739(10)	-	-
TM4	0.535	0.669(15)	-	-
TM5	0.175	0.202(10)	-	-
TM6	0.011	0.049(10)	-	-
Mui Wo River (sampling on 23.9.88)				
MW1	0.015	7.997(30)	0.767(15)	0.429(30)
MW2	0.407	5.642(30)	0.746(10)	0.434(20)
MW3	0	0	-	-
MW4	0.029	0.045(30)	-	-
MW5	0.134	2.280(30)	0.894(15)	0.772(30)

* Maximum Γ value. The time at which maximum Γ occurs is in brackets.

TM1 and TM2 were situated along the upper course of the river. Both sites received discharges of pig waste from villages above them. In addition, EPD monitoring data showed that river water at TM1 contained high levels of metals and oil and grease, possibly from discharge of cottage-type electroplating factories and garages. Such high pollutant levels could account for the elevated toxicity values found in the water sample at TM1. The higher Gamma value at TM1 at 30 minutes than at 5 minutes implied that it took time for the toxicant (such as heavy metals) to take effect.

A sewer interception point below TM1 and TM2 near Fu Tei diverts the up-stream water to the sewage treatment plant at Pillar Point. Most of the flow could be intercepted in winter when the volume of flow is low; whereas in the summer rainy season, the water occasionally overflows at the interception point, reaching TM3, 4, 5, 6 below. This diversion of polluted water accounts for lower toxicity values at these down-stream sites. In fact, discharges from dyeing and bleaching factories, through unauthorized connections to storm water drains, reach the nullah at sites TM3, 4 and 5. However, the bio-degradability of dyes and bleaches renders them less toxic to the bioluminescent bacteria. Furthermore, tidal action up the river facilitates removal of toxicants, and the effect is most dramatic at TM6 where the toxic effect was found to be nil.

Mui Wo River

The Γ values were high at sites MW1, 2 and 5 (Table 1 and Fig 2). The EC50's could be determined at these sites, falling between df 0.7 and 0.9. Pig waste entering the streams is mainly responsible for the high Γ values. The low toxicity value obtained at MW4 was unexpected, but likely caused by the tidal effect.

No depression of light output was observed with the MW3 sample, implying that the sample was non-toxic. This result coincided with the observation that the water at

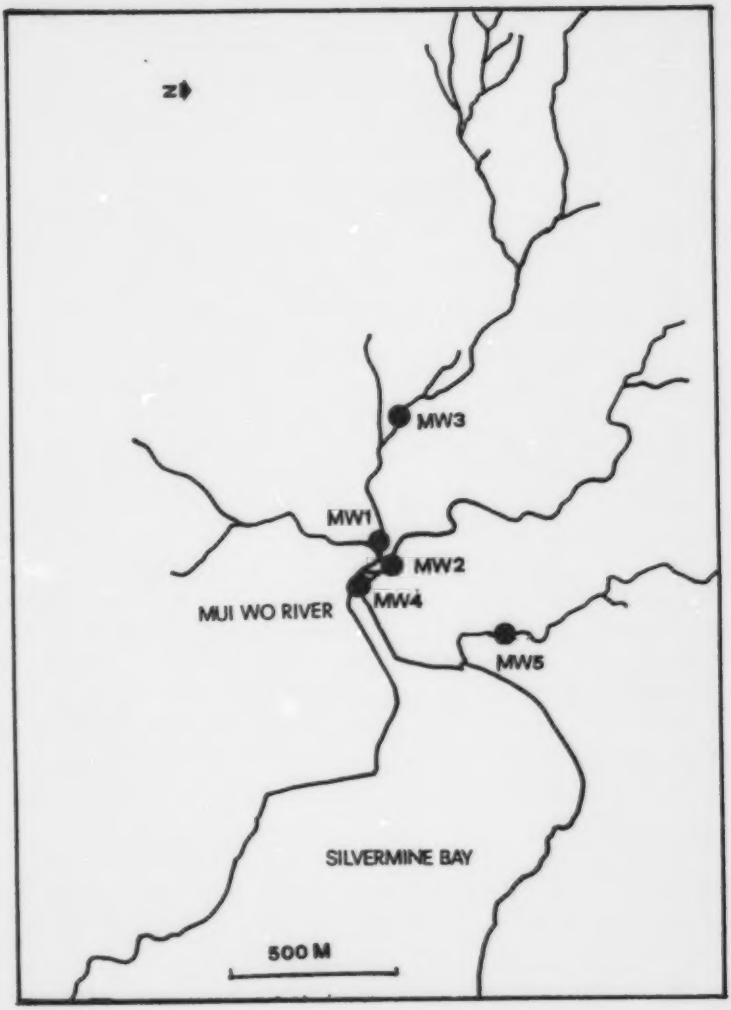


Figure 2 Mui Wo River sampling stations

MW3 was very clear and devoid of smell at the time of sampling. Recent channel training and desilting of the river above this site greatly improve the water quality for this stretch of river.

Sediment samples

Results of sediment samples obtained from various sites are given in Table 2. The Γ values for the Cheung Chau sample, which was obtained at the spoil dumping ground about 3 km south of Cheung Chau, were zero, implying a non- toxic sample. The Cheung Chau spoil ground is one of the three gazetted marine spoil ground for the disposal of uncontaminated dredged material.

In comparison, the sediment samples from the typhoon shelters were much more toxic. Typhoon shelters, enclosed partially by coastlines and breakwaters, provide safe anchorage for boats during rough weather. However, such enclosures reduce water circulation inside and serve to retain pollutants that are discharged from domestic and industrial sources. Pollution problems are particularly severe in the urban area typhoon shelters, such as those in the Kowloon Bay and Causeway Bay.

Table 2 shows the toxicity of sediment samples from the sampling stations of the Kowloon Bay (Fig. 3) and from Causeway Bay. The sediment sample from the Causeway Bay Typhoon Shelter was very toxic, with an EC50(5) of df0.0089, comparable to that of KB2 in Kowloon Bay.

The Kai Tak Nullah which leads into Kowloon Bay, received a tremendous loading of domestic sewage. An improvement scheme was instigated in 1987 and it included the injection of oxygen into the anoxic water body at the upper reaches of the Kowloon Bay (near KB2). However, subsequent routine water quality monitoring showed that the water quality in both Kai Tak Nullah and Kowloon Bay Typhoon Shelter remained very poor. Although oxygen injection produced an increase in the level of dissolved oxygen to as much as 50% saturation, the effect was localised and the deposition of sticky organics-rich sediment continued.

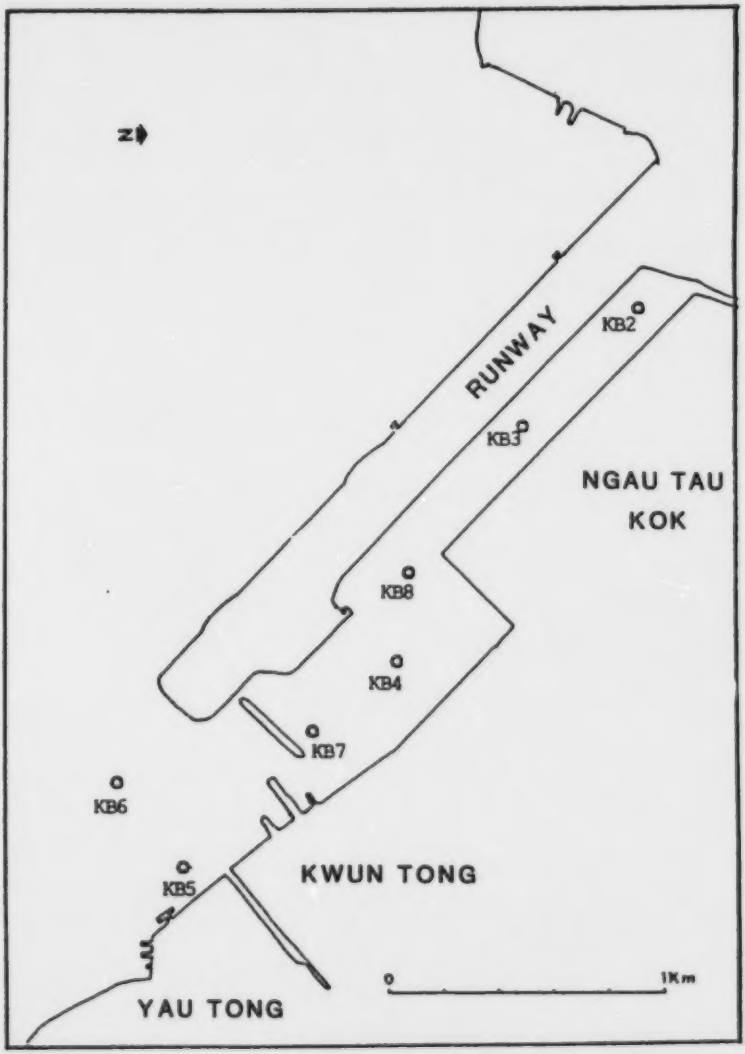


Figure 3 Monitoring Stations in Kowloon Bay

Table 2: Acute Toxicity Tests of Sediment Samples

Location	Initial Dilution of Sample	Γ(5)	Γ(20)*	EC50(5)	EC50(20)
Cheung Chau (sampling date: 15.11.88; test date: 16.11.88)					
	nil	0	0	-	-
Kowloon Bay (sampling date: 5.9.88; test date: 3.11.88:)					
KB2	0.050	2.456	4.665	0.0085	0.0114
KB3	0.005	2.426	4.604	0.0026	0.0019
KB8	0.020	2.407	6.079	0.0065	0.0047
KB4	0.020	0.887	1.834	0.0189	0.0125
KB7	0.020	1.080	1.736	0.1820	0.0870
KB5	0.400	1.310	2.247	0.0153	0.0288
KB6	0.020	2.407	6.079	0.0065	0.0047
(sampling date: 5.9.88; test date: 19.9.88:)					
KB7	0.200	2.779	5.559	0.0250	>>0.025

		Γ(5)	Γ(15)*	EC50(5)	EC50(15)
Kowloon Bay (sampling date: 8.11.88; test date: 15.11.88)					
KB2	0.010	1.385	2.040	0.0068	0.0057
KB8	0.020	1.103	1.641	0.0167	0.0123
KB6	nil	0.233	0.606(20)	-	-
Causeway Bay (sampling date: 8.11.88; test date: 15.11.88)					
	0.020	1.726	4.527	0.0089	0.0061

* Maximum Γ value.

Depuration Treatment on Shellfish

The effect of depuration treatment on light output by the bioluminescent bacteria was depicted in Fig. 4 to 7. The results for all the samples showed a consistent trend of decrease in acute toxicity as the duration of treatment was prolonged. The Gamma values at 5 min and 20 min incubation times were given in Tables 3 and 4. The data for sample MSK at treatment day 6 were missing, as there was not enough viable samples left for analysis. These missing data were taken into account in subsequent statistical analysis. In analysis of variance, overall F-test showed that the treatment was effective, being highly significant at less than 0.001% for 5 min incubation and 0.7% for 20 min incubation.

The differences in the Gamma values obtained for the various incubation times were not statistically significant (significance of F = 53%), and this implies that the toxicity effects were experienced at an early stage (at 5 min) and longer incubation times are not necessary for enhancing the sensitivity of toxicants.

The EC50 was defined in this context as the dilution of the supernatant from the centrifuged homogenates that could cause a 50% decrease in the bacterial light output. The EC50 values obtained for samples depurated by the vendor (CSK and MSK) and those that were not (CCB and MCB) were compared and no significant difference was observed. This suggested that the water used by the vendor for depuration was contaminated, as this is very likely the case since the water was obtained at the adjacent pier.

Interactions of the two independent factors, treatment days and sample type, were also tested. The F-test showed that the interaction term was not significant, at 40% for 5 min and over 60% for 20 min. There is thus no evidence that any combination of treatment and sample reinforces or cancels the effect of each other. In other words, the total effect of any combination of treatment and sample is simply the sum of the effects of the treatment and the sample.

Table 3. Gamma values at incubation time of 5 minutes

Treatment days	Sample CCB[1]	CSK[2]	MCB[3]	MSK[4]
0	1.094	0.842	1.597	1.650
2	0.362	0.614	0.739	0.942
4	0.566	0.671	1.000	1.213
6	0.333	0.150	0.875	----

---- Data missing for sample MSK since no viable sample was left on day 6.

Overall F-test for the entire treatment scheme: significant at 0.1%.

Table 4. Gamma values at incubation time of 20 minutes

Treatment days	Sample CCB[1]	CSK[2]	MCB[3]	MSK[4]
0	1.075	0.885	1.569	1.433
2	0.340	0.977	0.591	0.910
4	0.584	0.770	0.764	0.965
6	0.383	0.312	0.565	-----

---- Data missing for sample MSK since no viable sample was left on day 6.

Overall F-test for the entire treatment scheme: significant at 0.7%.

[1] CCB Clam sample purchased at Causeway Bay, undepurated at the time of purchase.

[2] CSK Clam sample purchased at Sai Kung, under depuration by vendor at the time of purchase.

[3] MCB Mussel sample purchased at Causeway Bay, undepurated at the time of purchase.

[4] MSK Mussel sample purchased at Sai Kung, under depuration by vendor at the time of purchase.

The differences in the Gamma values obtained for the various incubation times were not statistically significant (significance of F =53%), and this implies that the toxicity effects were experienced at an early stage (at 5 min) and longer incubation times are not necessary for enhancing the sensitivity of toxicants.

The EC50 was defined in this context as the dilution of the

Table 5. Test of significance of the different treatment days

Comparison	5 min significance of F, %	20 min significance of F, %
0 vs 2 days	24	>50
0 vs 4 days	5	22
0 vs 6 days	0.1*	3*
0 vs 2,4,6 days	0.1*	0.5*

* statistically significant at the specified levels.

Table 6. $EC50^5$ values of clam and mussel samples

Sample	Treatment days	EC50 values 5 min	20 min
CCB	0	0.159	0.145
	2	--	--
	4	--	--
	6	--	--
CSK	0	0.150	0.217
	2	--	0.206
	4	--	--
	6	--	--
MCB	0	0.128	0.131
	2	--	--
	4	0.164	--
	6	--	--
MSK	0	0.116	0.112
	2	0.144	0.154
	4	0.152	0.188

[1] CCB Clam sample purchased at Causeway Bay, undepurated at the time of purchase.

[2] CSK Clam sample purchased at Sai Kung, under depuration by vendor at the time of purchase.

[3] MCB Mussel sample purchased at Causeway Bay, undepurated at the time of purchase.

[4] MSK Mussel sample purchased at Sai Kung, under depuration by vendor at the time of purchase.

[5] Unit being dilution factor of the supernatent from the centrifuged homogenate that could cause a 50% decrease in bacterial light output.

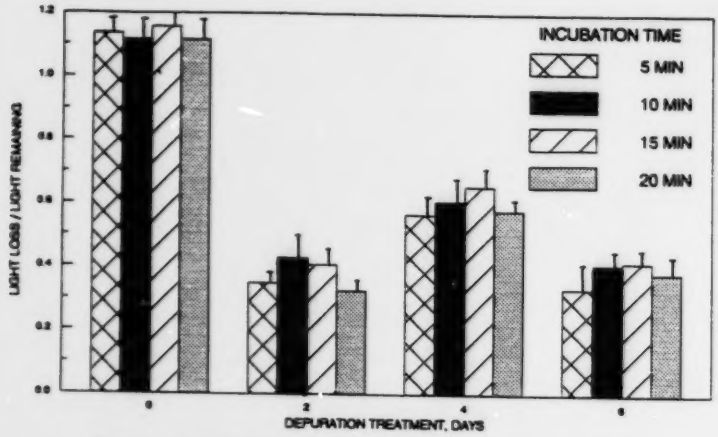


Figure 4 Clam sample CCB -- effect of depuration treatment on light output by bioluminescent bacteria

(CCB - undepurated at the time of purchase)

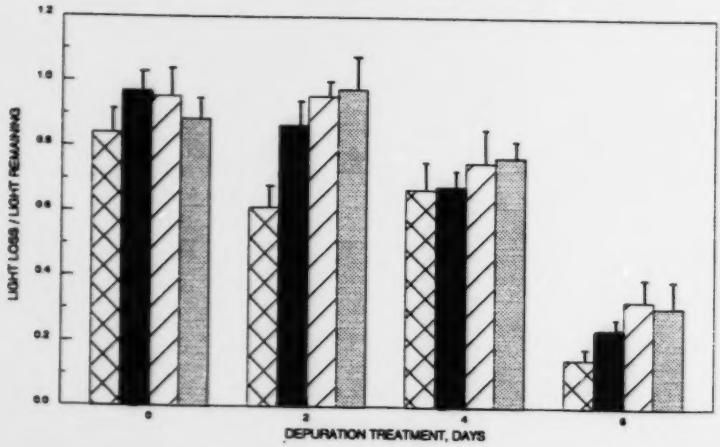


Figure 5 Clam sample CSK -- effect of depuration treatment on light output by bioluminescent bacteria

(CSK - depurated by vendor)

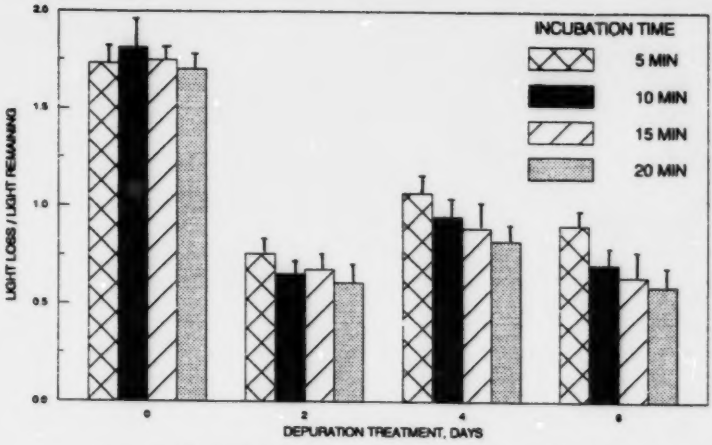


Figure 6 Mussel sample MCB -- effect of depuration treatment on light output by bioluminescent bacteria
(MCB - undepurated at the time of purchase)

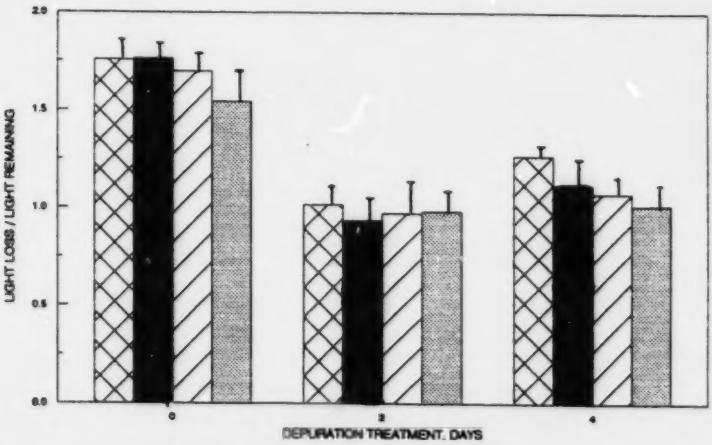


Figure 7 Mussel sample MSK -- effect of depuration treatment on light output by bioluminescent bacteria
(MSK - depurated by vendor)

A comparison of the efficacy of treatment at 2,4 and 6 days was given in Table 5. Significance was detected only in the comparison of 0 versus 6 days (at less than 0.1% at 5 min and 3% level at 20 min). This implies that depuration of shellfish for 2 and 4 days is not sufficient, whereas a 6 day treatment will decrease the toxicity significantly.

The EC50 for the samples at various treatment days were calculated for the 5 min and 20 min incubation times and tabulated in Table 6. It was given in terms of dilution of the supernatant of the original homogenised sample. The lower the EC50, the more toxic the sample. As the treatment duration progressed, the Gamma value decreased, and in some cases to below 1, which is the determining point for EC50. Thus it is impossible to determine EC50 in such cases.

The heavy metal contents of the depurated and undepurated samples are subject to analysis and the results will be presented in a subsequence paper.

V. CONCLUSION

The Microtox bioassay can differentiate different levels of toxicity in water samples obtained from Tun Mun Nullah and Mui Wo River, and in sediment samples obtained from polluted sites such as the Kowloon Bay Typhoon Shelter. It has also demonstrated versatility in the assessment of marine biota samples. Market clams registered high toxicity, but when depurated in clean sea water, the toxicity diminished with statistical significance to low levels after 6 days of depuration, and the Gamma values have a good correlation with the metal contents in the samples.

When drawing conclusions from bioassay using a single species, whether it be fish or microorganism, one must bear in mind that the response is that of a single organism and cannot fully represent the potential hazard of this substance to other life forms. The Microtox system can only perform acute toxicity tests, and chronic

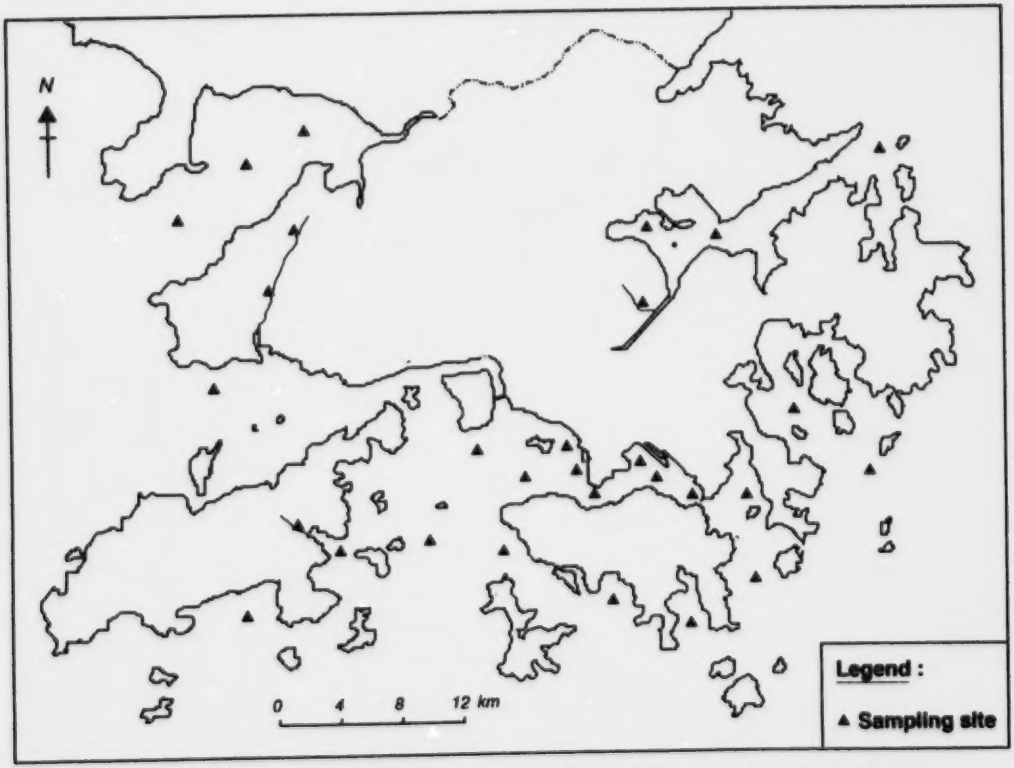


Fig. 8 Ecotoxicological Monitoring Programme -- Sampling Sites

toxicity testing of long term effect is beyond the capability of this system.

One disadvantage of using the Microtox is that the sample has to be applied in liquid form (preferably in solution) in order that the toxic molecules can diffuse readily to the bioluminescent bacteria. In preparation of the biota samples, the insoluble tissue left behind after homogenization and centrifugation may well contain toxic substances which are only released after human consumption. One likely example is heavy metal bound to tissue and the harbouring of red tide toxin in shellfish tissue. In view of recent occurrences of red tide in Hong Kong waters, comparison of the mouse bioassay, which is frequently used for detection of toxicity in shellfish, with the Microtox bioassay is underway.

REFERENCES

Atkinson DS, Switzonbaum MS (1984) Paper presented at the International Conference on Innovative Biotreatment of Toxic Wastewater in Arlington VA on 26 June 1986.

Barton AP, Delhaize A (1986) The application of luminescent bacteria for monitoring the toxicity of a biocide- inhibitor. Toxi Asses 1:201-209

Bulich AA (1980) Use of luminescent bacteria for determining toxicity in aquatic environments. In: Markings LL, Kimerle RA (ed) Aquatic toxicology and hazard assessment, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, pp 98-106

Burton SA, Petersen RV, Dickman SN, Nelson JR (1986) Comparison of in vitro bacterial bioluminescence, tissue culture bioassays and in vivo tests for evaluating acute toxicity of biomaterials. J Biomed Mat Res 20:827-838

Calleja A, Baldasana JM, Mulet A (1986) Toxicity analysis of leachates from hazardous wastes via Microtox and Daphnia magna. Toxi Asses 1:73-83

Dutka BJ, Kwan KK (1988) Battery of screening tests approach applied to sediment extracts. Toxicity Assess 3:303-314

King EF (1984) A comparatiave study of methods assessing the toxicity to bacteria of single chemicals and mixtures. In: Lui DL , Dutka BJ (ed) Toxicity screening procedures using bacterial systems, Marcel Dekker, New York, pp 175-194

Lau-Wong MM (1989) Acute toxicity testing using the Microtox bioassay. Report No. EPD/TP 23/88. Environmental Protection Dept, Hong Kong Govt

Qureshi AA, Flood KW, Thompson SR (1982) Comparison of a luminescent bacterial test with other bioassays for determining toxicity of pure compounds and complex effluents. In: Pearson JG, Foster JG, Bishop ME (ed) Aquatic toxicology and hazard assessment, Fifth Conference, ASTM STP 766, American Society for Testing and Materials, Philadelphia, pp 179-195

Strosher MT (1984) A comparison of biological testing methods in association with chemical analysis to evaluate toxicity of waste drilling fluids in Alberta, vol I. Canadian Petroleum Association Report, Calgary, Alberta, Canada

Symons BD, Sims RC (1988) Assessing detoxification of a complex hazardous waste, using the microtox bioassay. Arch Environ Contam Toxicol 17:497-501

Vasseur P, Ferod JF, Rost C, Larbaight G (1984) Luminescent marine bacteria in ecotoxicity screening tests of complex effluents. In: Lui DL, Dutka BJ (ed) Toxicity screening procedures using bacterial systems, Marcel Dekker, New York, pp 23-37

TRAITEMENT ANAEROBIE D'UN EFFLUENT TOXIQUE D'UNE USINE DE PATE THERMOMECANIQUE

Par

M.Paquet[1], J. – G.Bisaillon[2], G.Paquette[2], F.Lépine[2] et R.Beaudet[2]

1– Université du Québec à Chicoutimi, Chicoutimi, Canada

2– Institut Armand-Frappier, Laval, Canada.

RESUME

Le procédé thermomécanique de fabrication de pâte (PTM) est de plus en plus utilisé au Québec et les effluents générés par ce procédé sont toxiques à cause de la présence d'importantes quantités d'acides résiniques. Le traitement de l'effluent à l'aide d'un procédé utilisant des géotextiles comme surfaces fixes pour l'attachement des microorganismes anaérobies a permis d'obtenir une réduction de la concentration des acides résiniques de l'ordre de 50% après 28 jours d'incubation. Certains acides résiniques ont été plus affectés que d'autres. La réduction de la concentration des acides résiniques n'a pas entraîné une baisse de la toxicité des effluents traités. L'acide abiétique a été transformé par le consortium de bactéries anaérobies en un composé de toxicité similaire dont l'une des doubles liaisons a été réduite.

Dans le but d'obtenir des informations sur l'aspect cinétique de la digestion anérobie, nous avons utilisé un effluent synthétique pour simuler l'effluent PTM réel. Cet effluent est constitué de xylane (2270 ou 4550 mg/L) et d'acide déshydroabiétique (0 , 40 ou 100 mg/L) additionné d'un milieu minéral de base enrichi de vitamines. Pour la plage de concentration de l'acide déshydroabiétique qui a été utilisée, la vitesse spécifique de biodégradation du substrat et de croissance bactérienne peuvent être représentées respectivement par une équation modifiée de Michaelis-Menten et de Monod où le terme concentration de substrat est remplacé par la concentration de substrat divisée par le carré de la concentration de la biomasse. La vitesse spécifique de biodégradation de la xylane diminue avec une augmentation de la concentration de l'acide déshydroabiétique. Mais la vitesse spécifique maximale de biodégradation de la xylane varie très peu pour la même plage de concentrationde cet acide.. D'autre part, la vitesse spécifique de croissance bactérienne diminue si la concentration de cet acide augmente. Mais la vitesse spécifique maximale de croissance bactérienne reste constante pour la même plage de concentration de cet acide. Par contre, la constante de Monod

modifiée augmente de façon significative pour la même plage de concentration de cet acide.

INTRODUCTION

L'industrie des pâtes et papiers est un des principaux secteurs d'activités économiques du Québec et du Canada. C'est aussi un secteur qui génère un impact considérable sur l'environnement. Dans ces usines, le procédé thermomécanique (PTM) est de plus en plus utilisé pour la production de pâte. Les effluents provenant d'une usine PTM peuvent causer des dommages considérables aux cours d'eau s'ils ne sont pas traités (Wong, 1977). Ces effluents contiennent de fortes concentrations de composés organiques dissouts incluant des acides résiniques et gras qui sont toxiques pour la vie aquatique (Jurgensen et al., 1985). McLeay et al. (1987) on rapporté qu'il n'y avait pas d'information disponible sur la concentration des différents acides résiniques dans les effluents PTM.

La plupart des systèmes utilisés pour traiter des effluents PTM sont des procédés de traitement biologiques aérobies. Le traitement anaérobie d'effluents PTM est une alternative valable au traitement aérobie car il a le potentiel de produire des effluents de qualité comparable et ce à moindre coût.

La traitabilité, par voie anaérobie, d'effluents totaux ou spécifiques de procédés PTM a été démontrée: Hall et Cornacchio (1987), Jurgensen et al (1985), Matt et al (1987), McLeay et al (1987), Salkinoja-Salonen et al (1985). On reconnaît, en général, qu'un traitement anaérobie d'effluents PTM enlève 60 à 80% de la DBO_5 soluble et 30 à 80% de la DCO soluble: Anonyme (1986), Hakulinen et Salkinoja-Salonen (1982), Jurgensen et al. (1985), McLeay et al. (1987), Vuoriranta et al. (1987). Jurgensen et al. (1985) sont aussi montré que 60 à 70% des carbohydrates et plus de 90% des acides volatils sont éliminés. Parmi les études précédentes, seule l'étude de Hakulinen et Salkinoja-Salonen (1982) a mentionné une réduction de la toxicité pour une effluent PTM ayant subi un traitement anaérobie. Peu d'informations sont disponibles sur le sort des acides résiniques lors d'un tel traitement. McFarlane et Clark (1988) ont montré, qu'en présence de substances carbonées facilement biodégradables, tous les acides résiniques, excepté l'acide déshydroabiétique, contenus dans un effluent d'une presse à vis d'une usine de panneaux de fibres agglomérées, étaient biodégradés par voie anaérobie. Lors d'une autre étude, Wilkins et al. (1989) ont montré que lors d'un tel traitement l'acide abiétique était hydroxylé pour donner de l'acide kinleitique dans le cas d'un effluent d'une usine de pâte kraft.

Dans la présente étude, la performance d'une culture anaérobie à fixe sur un effluent PTM a été déterminée en portant une attention particulière aux substances toxiques, notamment les acides résiniques.

Un autre aspect d'un traitement anaérobie est aussi mal connu. Il s'agit de l'aspect cinétique: vitesse de biodégradation des substances et vitesse de croissance bactérienne. Afin de faciliter les mesures, nous avons utilisé un effluent synthétique pour simuler un effluent PTM réel.

MATERIEL ET METHODES

1– Provenance et conservation de l'effluent

A l'usine de pâte thermomécanique (PTM), nous avons prélevé un effluent A qui provenait du 3e stade d'épuration de la pâte et un effluent B qui provenait du 4e stade d'épuration de la pâte. Les échantillons ont été entreposés à 4°C en absence d'oxygène.

2– Caractérisation de l'effluent

L'effluent a été caractérisé à l'aide de méthodes standards décrites dans le "Standard methods for the Examination of Water and Wastewater" (1985). Les sucres ont été mesurés par la technique utilisant le phénol et l'acide sulfurique Montgomery (1961) et les acides gras volatils ont été dosés par chromatographie en phase gazeuse (CG) après extraction à l'éther. Les acides résiniques et les acides gras insaturés ont aussi été dosés à l'aide d'une méthode semblable à celle développée par Voss et Rapsomatiotis (1985). Les acides ont été extraits avec un volume égal de méthyl-t-butyl éther à pH 9. L'extrait concentré a ensuite été dérivé avec un mélange BSTFA-Acétonitrile. L'extrait dérivé a été analysé par chromatographie en phase gazeuse.

3– Adaptation d'un consortium à l'effluent

Un consortium de bactéries anaérobies a été constitué en mélangeant dans des proportions égales de la boue activée du digesteur anaérobie de la ville de Deux-Montagnes, un échantillon du lit de la rivière où les effluents de l'usine sont rejetés et du lisier de porc. Ce consortium a été inoculé dans un milieu de culture chimiquement défini semblable à celui utilisé par Cornacchio et al. (1986) additionné de protéose peptone (0.2% p/v) et d'effluent (60% v/v). Ces cultures ont été incubées à 37°C sous un atmosphère contenant un mélange de gaz 80% N_2 : 10% CO_2 : 10% H_2. Le consortium a été adapté à l'effluent PTM par repiquages successifs dans ce milieu. Les repiquages des cultures ont été effectués lorsque la production de gaz ralentissait.

4- Traitement de l'effluent

Le traitement de l'effluent a été effectué dans des bouteilles sérologiques contenant un milieu de culture similaire à celui décrit précédemment. Nous avons incorporé des géotextiles (Texel Inc, Beauce-Nord, Québec) dans les bouteilles afin que les microorganismes puissent adhérer sur ces supports et s'y développer pourformer un biofilm. Les cultures ont été incubées sous des conditions semblables à celles décrites auparavant. Lorsque la production de méthane des cultures ralentissait, 60% du milieu de culture était vidangé et remplacé par du milieu frais. Cette procédure a été effectué à 6 reprises, ce qui équivaut à un total de 141 jours d'incubation des textiles. Après cette période nous avons considéré qu'un biofilm s'était développé et la totalité du milieu de culture a alors été remplacé par du milieu frais. Ce n'est qu'à partir de ce moment que nous avons évalué les effets du traitement . Pour ce faire, nous avons caractérisé le milieu de culture après 0 et 28 jours d'incubation à l'aide des différentes analyses utilisées pour la caractérisation de l'effluent.

5- Toxicité

L'évaluation du niveau de toxicité des effluents a été effectuée par la méthode Microtox basée sur l'utilisation d'une bactérie luminescente (Photobactarium phosphoreum) tel qu'effectué par Blaise et al. (1987). Nous avons aussi évalué la toxicité des différentes composantes de milieu de culture et des différents acides résiniques pris individuellement en concentration de 50 mg/l.

6- Intermédiaires de dégradation

Le milieu de culture décrit précédemment a été utilisé sauf que l'effluent a été remplacé par 50 mg/l d'acide abiétique pour faciliter le repérage des intermédiaires de dégradation. Ce milieu a été inoculé avec le consortium de bactéries anérobies adapté à l'effluent. Un échantillon de ces cultures en suspension a été prélevé après 0, 7, 14 et 28 jours d'incubation à 37^{0}C et analysé par chromatographie en phase gazeuse tel que décrit précédemment. Les intermédiaires de dégradation ont été identifié a l'aide de la chromatographie en phase gazeuse couplée à la spectrométrie de masse (Ion Trap 800, Finnigan). La température initiale de la colonne était de 70°C et elle a été augmenté à 120°C à un taux de 10°C / min et maintenue à cette température pendant 2 min, puis augmenté à 230^{0}C à un taux de 5°C / min et à 300°C à un taux de 20°C / min. Le spectre de masse a été enregistré dans un mode de balayage répétitif de 70 à 400 unités de masse atomique.

7- Effluent synthétique

Dans un procédé PTM, l'hémicellulose est plus facilement hydrolysée que les autres constituants du bois. Les xylanes et les glucomananes sont les deux principaux polysaccharides de l'hémicellulose. Compte tenu de la disponibilité commerciale, c'est la xylane qui a été choisie pour représenter la partie biodégradable de l'effluent réel. Pour simuler la partie toxique, c'est l'acide déshydroabiétique qui a été retenu car il est l'acide résinique présent en plus grande concentration dans un effluent PTM (Servizi et al., 1986) et le plus toxique (McLeay et al., 1987). Une solution concentrée de xylane est préparée, puis réfrigérée à 4°C jusqu'à son utilisation. Pour préparer cette solution, 12 g de xylane par litre d'eau sont traités dans un autoclave à des conditions de température et de pression semblables à celle existantes dans un raffineur soient 120°C et 150 kPa. L'acide déshydroabiétique est très peu soluble dans l'eau et est d'abord solubilisé dans le méthanol avant d'être ajouté à la solution de xylane. La composition initiale des diverses solutions utilisées est présentée au tableau 1 de même que leur DCO correspondante.

L'inoculation est réalisée sans atmosphère d'azote en mélangeant , selon Cornacchio et al . (1986), 33 mL d'une solution synthétique, 0.4 mL de milieu nutritif, 34mg de $NaHCO_3$ 0.5 ml d'une solution de Na_2S et 8 ml de consortium bactérien dans une bouteille sérologique. Le pH initial est ajusté à 6.7. L'incubation est réalisée à 37°C tout en agitant mécaniquement les bouteilles.

Tableau 1 Composition des diverses solutions utilisées comme effluents synthétiques

Solution synthétique	Composition initiale			$(DCO)_0$ mg/L
	M_0 (méthanol) mg/L	S_0 (xylane) mg/L	L_0 (ac. déshydroabiétique) mg/L	
1	547	2270	0	3300
2	"	"	40	3415
3	"	"	100	3570
4	"	4550	0	5790
5	"	"	40	5900
6	"	"	100	6070

Les résultats présentés plus loin proviennent d'essais effectués avec un consotium acclimaté aux diverses solutions utilisées.

L'acclimatation a été réalisé en remplaçant une partie de la solution traitée par un volume égal de solution fraîche (xylane + ac. déshydroabiétique) de façon à ramener la concentration de ces deux espèces à leur valeur initiale respective. Ces remplacements ont été effectués deux fois, ce qui correspond à trois passages , avant que le contenu d'une bouteille soit analysé selon les méthodes décrites auparavant. Les données obtenues correspondent aux durées de traitement suivantes: 0.9, 1.4, 1.8, 2.2, 2.6, 3.0 et 4.0 jours.

RESULTATS

1) Caractérisation de l'effluent

L'effluent a été caractérisé chimiquement (Tableau 2). Les concentrations des solides totaux et en suspension dans l'effluent brut sont élevées. La demande chimique en oxygène (DCO) de l'effluent brut est 14 fois plus grande que la demande biochimique en oxygène (DBO_5). Les sucres et le tannin-lignine sont présents en quantité importance dans l'effluent brut, par contre les composés azotés et le phénol n'ont pas été détectés. Compte tenu de la grande quantité de matière en suspension dans l'effluent brut celui-ci a été centrifugé à 500 rpm pendant 1 minute avant d'être traité. L'effluent que nous avons utilisé pour le traitement anaérobie contenait donc moins de solides totaux et en suspension,

moins de sucres et de tannin-lignine. La DCO de cet effluent a aussi diminué tandis que la DBO_5 n'a pas beaucoup changé. Des acides résiniques et des acides gras insaturés sont présents dans cet effluent centrifugé.

2– Traitement de l'effluent

Le traitement anaérobie de l'effluent a permis d'obtenir les pourcentages de réduction présentés au Tableau 3. La quantité des solides totaux après une période de 28 jours d'incubation a diminué alors que les solides en suspension n'ont pas été affectés. Suite au traitement, la DBO_5 a été réduite de façon plus importante que la DCO. La concentration des sucres a considérablement diminué tandis que la lignine et le tannin se sont montrés récalcitrants à la dégradation, la quantité des acides résiniques a baissé de façon importante et les acides gras insaturés ont complètement disparus.

Les concentrations des acides résiniques, principales substances toxiques de l'effluent, n'ont pas toutes diminuées au même degré suite au traitement

(Tableau 4). Les acides abiétique et palustrique ont été les plus affectés alors que l'acide déshydroabiétique l'a été faiblement.

3– Toxicité

Le traitement anaérobie n'a pas entraîné une baisse de la toxicité des effluents (Tableau 5). L'effluent A dans la culture, comme dans la culture 2 s'est avéré 4.5 – 4.6 fois plus toxique après 28 jours de traitement. Par contre, l'effluent B n'a pas démontré une augmentation de toxicité significative suite au traitement. De tous les constituants du milieu de culture utilisé, l'effluent s'est avéré le plus toxique (Tableau 6). Ce tableau révèle aussi que les acides résiniques ne possèdent pas tous le même degré de toxicité lorsque comparé entre eux pour une même

Tableau 2: Caractérisation de l'effluent PTM

PARAMETRES (mg/L)	EFFLUENT	
	BRUT	CENTRIFUGE
Solides totaux	23063	5903
Solides en suspension	14090	647
Solides totaux volatils	13461	1825
Solides en suspension volatils	3728	384
pH	4.8	4.85
DCO	23301	5946
DBO5	1725	1525
Azote Kjeldahl	<10	<10
Sucres	7470	1410
Tannin-lignine	4080	1380
Acide acétique	175	170
Phénol	<10	<10
Acides résiniques	N.D.	32.0
Acides gras insaturés (C_{18})	N.D.	7.29

N.D.: non déterminé

Tableau 3: Performance du traitement anaérobie de l'effluent PTM

PARAMETRES (mg/L)	JOURS D'INCUBATION		DIMINUTION
	0	28	%
Solides totaux	7290	5570	24
Solides totaux volatils	2360	1910	19
Solides en suspension	629	675	0
Solides en suspension volatils	524	577	0
DCO	7039	4364	38
DBO5	2330	1075	54
Sucres	1100	340	69
Tannin-Lignine	1100	1100	0
Ac. résiniques	28.6	11.9	58
Ac. gras insaturés	6.9	0	100

Tableau 4: Diminution des acides résiniques suite au traitement anaérobie de l'effluent PTM

ACIDE RESINIQUE (mg/L)	JOURS D'INCUBATION		DIMINUTION	
	0	28	mg/L	%
Pimarique	0.45	0.21	0.24	54
Sandaracopimarique	1.38	0.82	0.56	41
Isopimarique	3.71	1.43	2.28	61
Palustrique	5.87	1.13	4.75	81
Lévopimarique	0.82	0.21	0.61	74
Déshydroabiétique	9.19	6.73	2.46	27
Abiétique	5.52	0.91	4.61	84
Néoabiétique	1.61	0.52	1.09	68

Tableau 5: Toxicité de l'effluent PTM avant et après traitement anaérobie

Effluent	Culture	Toxicité (BC50%)* après jours d'incubation		Toxicité 0 jour / Toxicité 28 jours
		0	28	
A	1	0.33	0.072	4.6
A	2	0.33	0.074	4.5
B	1	1.12	0.928	1.2
B	2	1.12	0.713	1.6

*Dose permettant une réduction de 50% de lumière

concentration. Parmi les acides résiniques testés, les acides sandaracopimarique et isopimarique ont été les plus toxique alors que l'acide déshydroabiétique a été le moins toxique.

Tableau 6: Toxicité des constituants de milieu de culture et de différents acides résiniques

Elements ou subtances analysés (concentration)	Toxicité (EC 50%)
Milieu de base	NT*
Na_2S (7%)	6.57
Protéose peptone (0.2%)	NT*
Effluent B	0.2
Acide déshydroabiétique (50mg/L)	42.50
Acide palustrique (50mg/L)	27.50
Acide abiétique (50mg/L)	18.67
Acide isopimarique (50mg/L)	13.46
Acide sandaracopimarique 50mg/L)	13.05

* NT=non toxique

4– Intermédiaires de dégradation

Après 14 jours d'incubation des cultures ne contenant pas d'effluent, l'acide abiétique a presqu'entièrement été transformé en un produit inconnu (Fig. 1C). Suite à cette transformaiton, la toxicité de la culture n'a pas changé de façon significative. Cet inconnu s'est accumulé dans le milieu et n'a pas été dégradé par le consortium de bactéries anaérobies après 28 jours d'incubation. Aucune transformation de l'acide abiétique n'est survenue dans les cultures contrôles non inoculées. Cette substance inconnue n'est pas présente dans l'effluent mais apparaît suite au traitement de l'effluent dans les cultures anaérobies (Fig. 1, A et B). Le spectre de masse de la substance inconnue a montré un profil de fragmentation présentant un ion moliculaire de 376 daltons alors que le dérivé silylé de l'acide abiétique présente un ion moléculaire caractéristique de 374 daltons (Fig. 2)

5– Cinétique de biodégradation

Le modèle usuel pour représenter la vitesse de biodégradation d'un substrat en fonction de sa concentration est l'équation de Michaëlis – Menten:

$$-\frac{dS}{dt}\cdot\frac{1}{X} = V = V_m\frac{S}{K_s+S} \qquad (1)$$

où

V= Vitesse spécifique de biodégradation du substrat, masse de substrat/masse de bactéries – temps.

V_m= Vitesse spécifique maximale de biodégradaion du substrat, masse de substrats/masse de bactéries – temps.

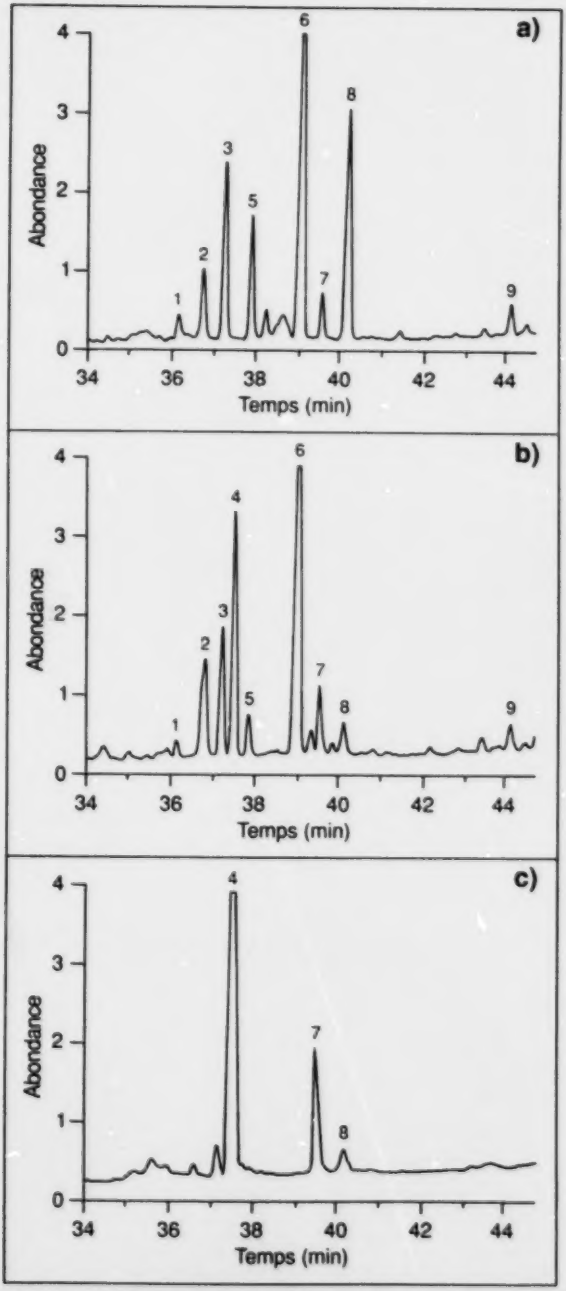
S= Concentration du substrat, masse de substrat/volume

X= Concentration en biomasse, masse de bactéries/volume

K_s= Constante de saturation, masse de substrat/volume.

t= temps

En traçant un diagramme de Lineweaver-Burk (1/V vs 1/S) pour les solutions 1 et 4, on s'attendrait à une droite unique puisque ces deux solutions ne diffèrent que par la concentration initiale S_0 de xylane et de même pour les solutions 2 et 5 et 3 et 6. Ce qui n'est pas le cas. Nous proposons donc l'équation suivante où le terme S est remplacé par le rapport S/X^2:



LÉGENDE

Acide

1 pimarique

2 sandaracopimarique

3 isopimarique

4 inconnu

5 polustrique

6 déshydroabiétique

7 standard interne

8 abiétique

9 néoabiétique

Fig.1 Analyse par chromatographie en phase gazeuse. Culture contenant de l'effluent avant traitement (a) et après traitement (b). Culture traitée dont l'effluent a été remplacé par l'acide abiétique (c).

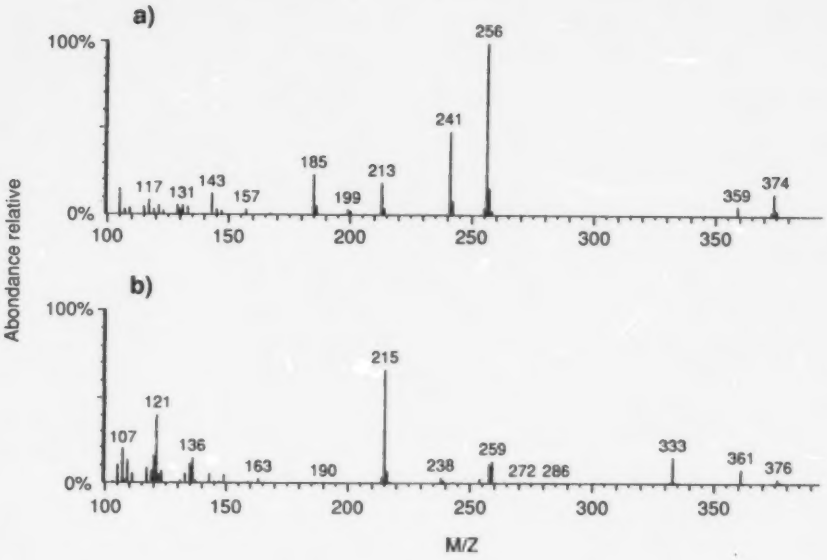


Fig.2 Spectre de masse de l'acide abiétique (a) et de la substance inconnue résultant de la transformation de l'acide abiétique (b).

Tableau 7: Valeurs de V_m et K_1 en fonction de la concentration initiale d'acide déshydroabiétique

I_o mg/L	V_m mg xylane/ mg biomasse - jour	K_1 mg xylane -L/ (mg biomasse)^2
0	1.62	1.63×10^{-3}
40	1.46	1.65×10^{-3}
100	1.25	1.39×10^{-3}

$$V = V_m \frac{(S/X^2)}{K_1 + (S/X^2)} \qquad (2)$$

La figure 3 représente les résultats expérimentaux pour l'ensemble des solutions pris deux à deux: 1 et 4, 2 et 5, 3 et 6. Trois droites sont obtenues, chacune correspondant à une concentration différente d'acide déshydroabiétique. Le tableau 7 montre les valeurs de V_m et K_1 ainsi obtenues.

6– Ci nétique de croissance bactérienne

Le modèle usuel pour représe;nter la vitesse de croissance bactérienne en fonction de la concentration en biomasse et de substrat est l'équation de Monod:

$$\mu = \mu_m \frac{S}{K_m + S} \qquad (3)$$

où

μ = Vitesse spécifique de croissance bactérienne, temps^{-1}

μ_m : Vitesse spécifique maximale de croissance bactérienne, temps^{-1}

K_m: Constante de Monod, masse de substrat/volume.

En traçant un diagramme de Lineweaver-Burke ($1/\mu$ vs 1/S) pour les solutions 1 et 4, on s'attendait également à une droite unique puisque ces deux solutions ne diffère que par la concentration initiale $S_o$de xylane et de même pour les deux autres paires de solutions. Ce qui n'est pas le cas non plus.

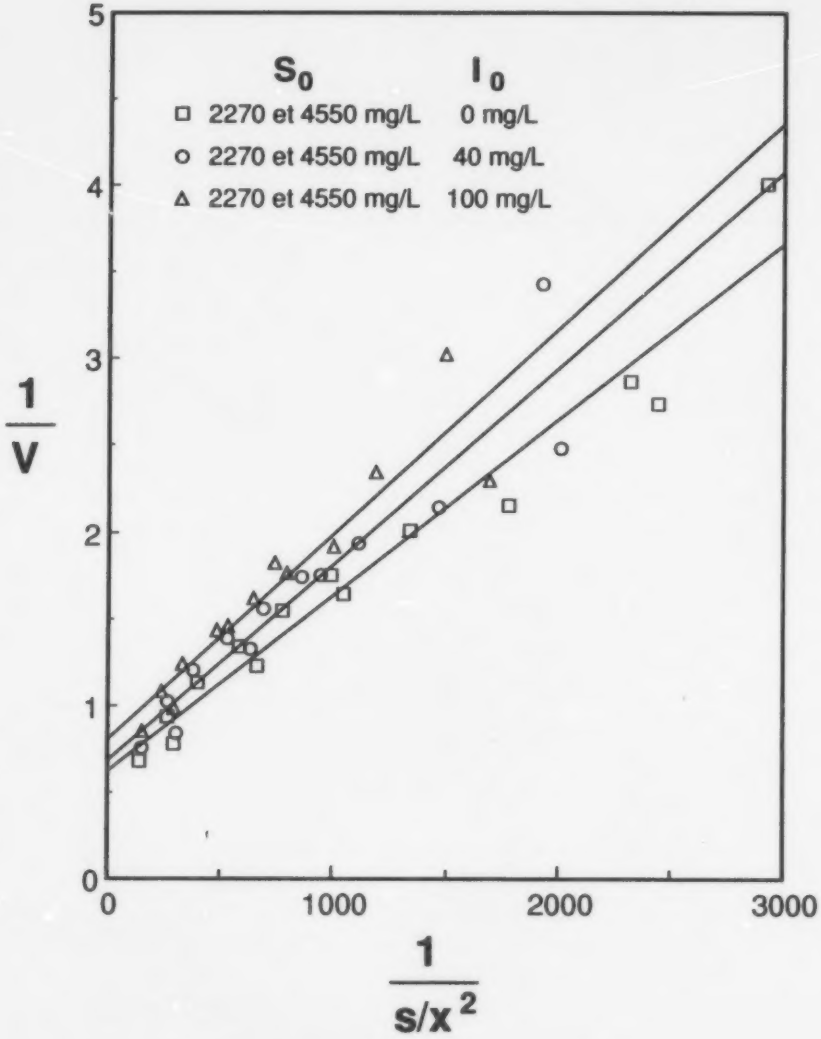


Fig. 3: Graphique de Lineweaver-Burk pour une équation de Michaelis-Menten modifiée pour les solutions utilisées

Nous proposons donc l'équation suivante où le terme S est remplacé par le rapport S/X^2:

$$\mu = \mu_m \frac{(S/X^2)}{K_2 + (S/X^2)} \quad (4)$$

La figure 4 illustre le comportement de l'équation (4) à l'aide des résultats expérimentaux obtenus. Trois droites représentent chacune des paires de solutions: 1 et 4, 2 et 5, 3 et 6. Chaque droite correspond à une concentration différente d'acide déshydroabiétique. Le tableau 8 présente les valeurs de μ_m et K_2 ainsi obtenues.

DISCUSSION

1– Caractérisation de l'effluent

La caractérisation de l'effluent PTM utilisé a révélé que celui-ci était similaire àà d'autres effluents PTM rapportés dans la littérature au point de vue de la concentration des solides en suspension (Corson et Lloyd (1978) et Jansson et Back (1975)), du pourcentage que représente les sucres et la lignine combinés par rapport aux solides totaux (Jansson et Back (1975), Jansson (1980), Järvinen et al. (1980)) et de la concentration des acides résiniques et gras insaturées (Leach et Thakore 1976)). Compte tenu que l'importance des solides en suspension est déterminée par l'efficacité de séparation des fibres à différentes étapes du procédé (Wong (1977)), nous avons centrifugé l'effluent avant de le traiter. Le rapport DBO_5/DCO de l'effluent centrifugé donne une valeur comparable à celle rapportée par Jurgensen et al. (1985) pour plusieurs effluents PTM. En assumant que la DBO_5, représente les deux tiers de la DBO totale, la valeur obtenue pour le rapport DBO_5/DCO suggère que l'effluent serait dégradable à environ 37%. Le pH acide et l'absence d'azote de l'effluent nous amène à suggérer comme d'autres auteurs l'ont déjà fait avant nous que pour obtenir untraitement anaérobie optimal il faut ajuster le pH de l'effluent et ajouter certains suppléments.

2– Traitement anaérobie

Lors du traitement, seulement les substances solubles de l'effluent ont été dégradées. L'efficacité du traitement en terme de réduction de la DCO, de la DBO et des sucres a été comparable à celle obtenue par d'autres auteurs (Jurgensen et al. (1985), Anonyme (1986), Vuoriranta et al. (1987)) pour le traitement anaérobie d'effluents PTM. Contrairement aux sucres, la lignine n'a pas été dégradée lors du traitement anaérobie. En fait, il est reconnu que la lignine est récalcitrante à la

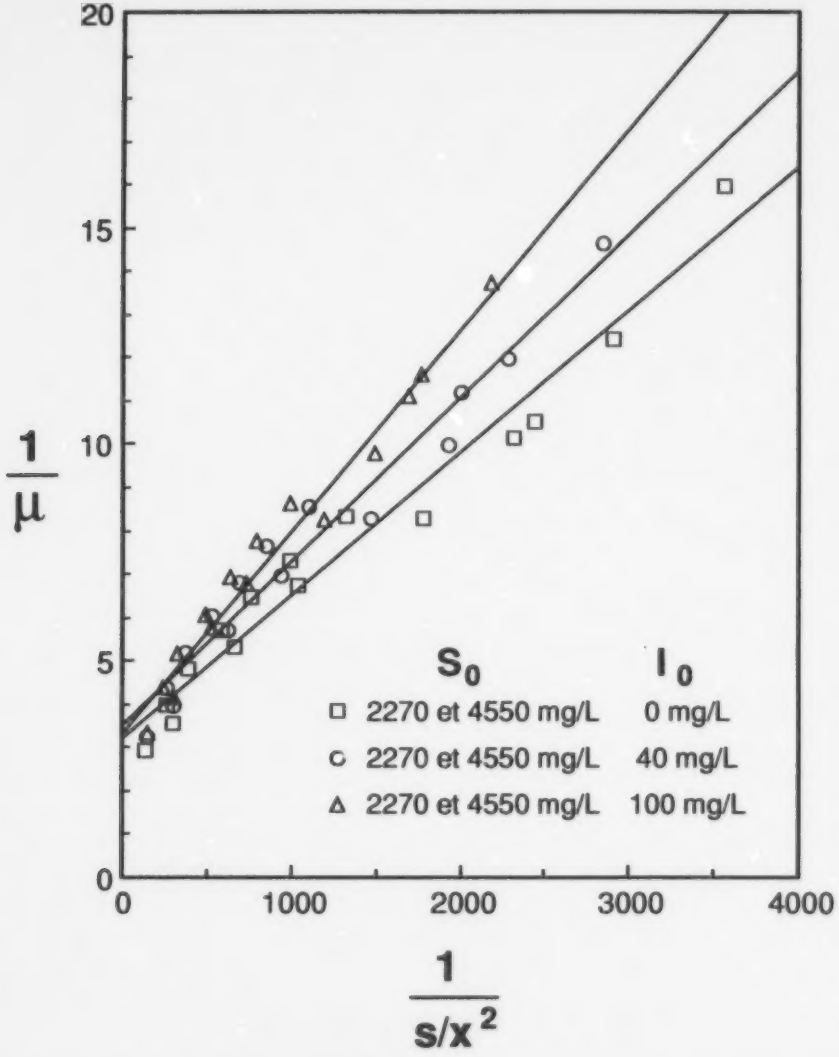


Fig. 4: Graphique de Lineweaver-Burk pour une équation de Monod modifiée pour les solutions utilisées

dégradation anaérobie compte tenu de son haut poids moléculaire et de l'inhabilité des microorganismes anaérobies à la dépolymériser(Zeikus et al. (1982)).

A notre connaissance, il s'agit de la première démonstrtion que les acides résiniques d'un effluent PTM peuvent être enlevés par traitement anaérobie. Contrairement à McFarlane et Clark (1988) qui ont montré que seulement l'acide déshydroabiétique n'avait pas été biodégradé, tous les acides résiniques de cet effluent PTM ont été partiellement biodégradés par voie anaérobie. Cependant l'acide déshydroabiétique est celui qui a été le moins enlevé, soit une réduction de 27%. Comme dans le cas du traitement anaérobie d'un effluent d'une usine de pâte kraft (McLeay et al. (1987)) ou les acides abiétique, oléique et linoleique avaient été presque complètement enlevés, ces mêmes acides enlevés de l'effluent PTM traité de cette façon.

3– Toxicité

La non-diminution de la toxicité de l'effluent B suite au traitement peut s'expliquer par le fait que les acides résiniques n'ont pas été minéralisés mais simplement transformé en substances de toxicité similaire. Cette hypothèse a été vérifiée dans le cas de l'acide abiétique. La différence de composition de l'effluent A par rapport à l'effluent B semble être la principale raison pouvant expliquer l'augmentation de la toxicité de l'effluent A suite ou traitement anaérobie. Il est reconnu que le métabolisme de cellules est grandement influencé par les conditions de culture auxquels sont soumis les microorganismes. Le constituant du milieu de culture le plus toxique est l'effluent. Par contre, l'agent réducteur utilisé a aussi démontré une certaine toxicité. Les acides résiniques sont considérés les substances toxiques majeures des effluents PTM et les acides gras insaturés les substances toxiques mineures (Leach et Thakore(1976)). La faible toxicité des acides résiniques

Tableau 8 Valeurs de μ_m et K_2 en fonction de la concentration initiale d'acide déshydroabiétique.

I_o mg/L	μ_m j^{-1}	K_2 , mg xylane -L/ (mg biomasse)^2
0	0.31	1.03×10^{-3}
40	0.29	1.09×10^{-3}
100	0.30	1.42×10^{-3}

pris individuellement à comparer à celle de l'effluent pourrait s'expliquer par le synergisme qui existerait entre les différents substances toxiques de l'effluent. Cette hypothèse est aussi appuyée par le fait qu'une concentration de 200mg/l d'acide abiétique, qui représente plus de 6 fois la teneur en acides résiniques de l'effluent, n'est pas aussi toxique que l'effluent.

4– Intermédiaires de dégradation

La présence du produit résultant de la transformation de l'acide abiétique dans la culture contenant et ne contenant pas d'effluent indique que cette transformation survient même dans un milieu aussi complexe que l'effluent PTM. Par contre, l'acide abiétique n'a pas été minéralisé par ce traitement puisqu'il y a eu accumulationdu composé transformé. Le spectre de masse obtenu pour ce composé indique que la transformation par la consortium de bactérie anérobies est une réduction de l'une de doubles liaisons de l'acide abiétique. Ceci est reflété par l'augmentation de 2 unités de masse atomique (374 à 376) de l'ion moléculaire.

5– Cinétique de biodégradation

On peut certainement affirmer que la présence d'acide déshydroabiétique a un effet inhibiteur sur la vitesse spécifique de biodégradation de la xylane qui simule un effluent PTM. A notre connaissance c'est la première fois que l'effet inhibiteur de cette substance est quantifié. Par rapport aux phénomènes d'inhibition reliés à des réactions enzymatiques, on peut suggérer que de telles variations de V_m et K_1 impliquent une inhibition de type mixte: inhibition totalement noncompétitive et partiellement compétitive. Henze et Harremoës (1983) propose pour V_m une valeur moyenne égale à 2 kg DCO/kg biomasse-jour qui est basée sur plusieurs études portant sur le traitement anaérobie de divers substrats ou effluents, sauf ceux d'une usine de pâtes et papiers.

6– Cinétique de croissance bactérienne

Dans le cas de la vitesse spécifique de croissance bactérienne, l'augementation de la concentration initiale (ou sa valeur moyenne) d'acide déshydroabiétique dans l'effluent synthétique cause une augmentation de la valeur deK_2 alors que celle de μ_m ne change pratiquement pas. La vitesse spécifique maximale de croissance ne changeant pas, c'est plutôt la vitesse spécifique qui diminue si la concentration de cet acide augmente dans l'effluent synthétique. Henze et Harremoës (1983) propose pour μ_m une valeur moyenne égale à $0.4 jour^{-1}$ qui est basée sur plusieurs études portant sur le traitement anaérobie de divers substrats ou effluents, sauf ceux d'une usine de pâtes et papiers.

REMERCIEMENTS

Les auteurs remercient Louis Racine pour son excellent travail technique, le Programme de développement académique du Réseau de l'Université du Québec, pour avoir soutenu financièrement le projet et le Ministère de l'environnement du Québec pour la collecte des échantillons.

REFERENCES

ANONYME. 1985. Standard methods for the examination of water and wastewater. 16th Edition, American Public Health Association, Washington, D.C.

ANONYME. 1986. Anaerobic treatment of TMP/CTMP wasterwater. Report WTC-02–88. Wastewater Technology Center, Burlington, Ontario.

BLAISE, C., R. VAN COILLIE, J. BERMINGHAN et G. COULOMBE. 1987. Rev. Int. Sc. Eau 3: 9–17.

CORNACCHIO, L., E. R. HALL et J. T. TREVOR. 1986. Modified serum bottle testing procedures for industrial wastewaters. In Technology transfer workshop on laboratory scale anerobic treatability testing technique, Wastewater Technology Centre, Environment Canada.

CORSON J. A. et J. A. LLOYD. 1978. Paperi ja Puu 60: 407–410, 412–413.

HAKULINEN, R.R. et M. S. SALKINOJA-SALONEN. 1982. Treatment of pulp and paper industry wastewaters in an anaerobic fluidized bed reactor. Process Biochemistry 17 : 18–22.

HALL, E.R. et L.-A CORNACCHIO. 1987. Anaerobic treatability testing of candaian pulp and paper mill wastewaters. Proceding Can. Pulp and Paper Assoc. B141–145.

HENZE, M. et P. HARREMOES. 1983. Anaerobie treatment of wastewater in fixed film bioreactors — A litterature review. Wat. Sci. Tech. 15: 1–101.

JANSSON V.M. et E.L. BACK. 1975 Chemical characterization of filver board mill effluent. Wood Science 8: 112–121

JANSSON V. M. 1980. Chemistry of fiber building board effluent before and after biological treatment. Tappi 63 : 78–80. .

JARVINEN, R., M. VAHTILA, B. MANNSTROM et J. SUNDHOLM. 1980. Reduce environmental load in TMP. Pulp and paper Canada 81: 39–43.

JURGENSEN, S. L., M. M. BENJAMIN et J. F. FERGUSON. 1985. Treatability of thermomechanical pulping process effluents with anaerobic biological reactors. Proceedings Environmental Conference, TAPPI p. 83–92.

LEACH, J. M. et A.N.THAKORE. 1976. Toxic constituents in mechanical pulping effluents. Tappi 59 : 129–132.

MATT, D.Z., A. M. D. FERGUSON et L.A. HABETS. 1987. Anaerobic treatment of pulp and paper effluents. Proceedings Can. Pulp and Paper Assoc. B295–299.

MCFARLANE, P.N. et T.A. CLARK. 1988. Metabolism of resin acids in anaerobic systems. Wat. Sci. Tech. 20: 273–276.

MCLEAY, D. and ASSOCIATES LTD. 1987. Aquatic toxicity of pulp and paper mill effluent: a review. Report EPS 4/PF/1. Environment Canada,, Ottawa, Ontario.

MONTGOMERY, R. 1961. Total sugar (phenol sulfuric acid method). Biochem. Biophys. Acta 48: 591.

SALKINOJA-SALONEN, M. S., R. HAKULINEN, L. SILAKOSKI, J. APAJALAHTI, V. BACKSTROM et E. L. NURMIAHO-LASSILA. 1985. Fluidized bed technology in the anaerobic treatment of forest industry wastewaters. Wat. Sci. Tech. 17 : 77–88.

SERVIZI J.A., D.W. MARTEN et R.W. GORDON. 1986. Microbiological detoxification of resin acids .Water Poll. Res. J. Canada 21: 119–129.

VOSS, R. H. et A. RAPSOMATIOTIS. 1985. An improved solvent extraction based procedure for the gas chromatographic analysis of resin and fatty acids in pulp mill effluents. J. Chromat. 346: 205–214.

VUORIRANTA, P., J. RINTALA and H. MORANGE. 1987. Anaerobic - aerobic versus aerobic treatment of concentrated pulp and paper mill effluent. Wat. Sci. Tech. 19 : 1219–1221.

WILKINS, A. L., A.G. LANGDON, G.N. MILLS, S.S. PANADAM et T.R. STUTHRIDGE. 1989. Kinleithic acid: a new hydroxylated resin acid from the biological treatment system of a New Zealand kraft pulp and paper mill. Aust. J. Chem. 42 : 983–986.

WONG, A. L. 1977. Quality of effluents from mechanical pulping processes. Pulp and paper Canada 78 : 103–107.

ZEIKUS J.G. A.L. WELLSTEIN et T.K.KIRK 1982. Molecular basis for the biodegradative recalcitrance of lignin in anaerobic environments. FEMS Microbiology Letter 15: 193–197.

Treatment of Sewage from Small Communities of Arid Regions

N.K. Pareek, A. Abufayed, National Consulting Bureau
Al Rayah Al Khadra Eng. University, Tripoli, Lybia

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

AGRICULTURAL UTILIZATION OF PAPER MILL SLUDGE IN THE NIAGARA AREA

by

Kevin L. Bellamy Nicole de Lint
ORTECH International
2395 Speakman Drive
Mississauga, Ontario
L5K 1B3

N. F. Pridham
Quebec and Ontario Paper Co.
Thorold, Ontario

Robert A. Cline
Ontario Ministry of Agriculture & Food
Vineland, Ontario

INTRODUCTION

The Quebec and Ontario Paper Company of Thorold, Ontario initiated a land application program to solve an escalating sludge management problem. From economic perspectives, the rising tip fees at area landfills have or will easily surpass $100/T. Land application of wasted sludge saves in excess of $3.0M/year in disposal costs. More importantly to the community, the sludge is a rich organic material with moderate combinations of nitrogen and phosphorus. And, since the Niagara region is a major agricultural and horticultural area, land application of the paper sludge is beneficial as an organic soil conditioner.

While beneficial use of the sludge can be identified, initiation of a program is dependant on formal approval, in this case by the Ontario Ministry of the Environment. First, the sludge or waste targeted for land application has to meet existing guidelines for chemical composition (OMAF, MOE, MOH, 1986).

Approvals have been contingent on the development of inhouse (QOPC) analysis of the sludge for nitrogen; comprehensive and ongoing analysis of nutrients, trace elements and other potential substances of environmental concern; development of greenhouse and field test programs for agronomic assessment; and the identification of potential negative effects on soil, surface water and groundwater quality, under recommended agricultural use.

The purpose of the following paper is to present an overview of the research program and the results of the agronomic and environmental studies. The results are positive and should serve as a basis or model for other similar initiatives that reduce dependance on costly disposal systems.

BACKGROUND AND RATIONALE

As indicated by Pridham and Cline (1988) the land application program was conceived by considering the feasibility of other sludge management options. Until 1984, landfill disposal was the single destiny, and served as the base or benchmark. The intention to seek alternatives was a function of uncontrollable rising tip fees, and a desire to use the material for some productive purpose. Incineration with and without energy recovery was discounted due to high capital and operating costs, as well as the stringent emission control requirements. Processing the sludge to manufacture biodegradable flower pots was an attractive use, however, the costs of starting a new manufacturing process were prohibitive. This left land application.

The land application of paper sludges is not a new concept. Reports by the National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement identified pilot projects in spray irrigation in the late 1950's. There has been substantial research on land application of paper sludges for agricultural, land reclamation and silvicultural purposes (Blosser and Caron, 1965; Dolar et al 1972; Jacobs 1978, Shoemaker and Dickinson, 1979; Herman, 1982; Hoitink and Watson, 1982; Brockway, 1983; NCASI, 1984; Thiel, 1984; Thacker, 1986; Bookheim et al, 1988). All indicate benefits since soil organic matter is crucial in the maintenance of productive soils. Organic matter contributes to desirable soil physical attributes (structure and drainage), chemistry and microbiology that in turn impact directly on the growth and yield of crops. Thus potential agronomic benefits have underscored the sludge use program. The sludge is a rich source of organic matter, which contains concentrations of nitrogen, and low levels of trace elements. With a demand for organic matter and a paucity of conventional manure supplies QOPC sludge is a substitute.

SLUDGE COMPOSITION

The first step in the program development was to characterize the sludge chemistry relative to nutrients, salts, C:N ratio, trace elements and selected organics. These data are shown in Table 1. This is a necessary element first for determining suitability as a soil conditioner and ultimately for addressing optimum or recommended loading rates. For instance, a sludge deficient in nitrogen will yield a high C:N ratio that will have an inhibitory impact on plant growth. When the C:N is greater than about 20:1 in a field soil, soil microbes will immobilize nitrogen to facilitate cell synthesis at the expense of sludge decomposition. When the C:N is in the optimal range, carbon is assimilated and nitrogen is mineralized to NH_3 and NO_3 which are plant available (Stevenson, 1982). The QOPC sludge has about 1.0% total nitrogen and a C:N ratio of 30-50:1 is obtained. To offset nitrogen deficiencies some nitrogen fertilizer is required.

The salt concentrations involving Cl, SO_4, Ca, Mg and Na are significant with respect to impacts on soil properties and subsurface water quality. Sodium acts to deflocculate soil aggregates especially in clay soils. This leads to a breakdown in soil structure and the reduction of soil permeability. As well, although historical research showed that Na mimics

TABLE 2 - Sludge Composition Showing Ranges of Parameter Concentrations

	QOPC Data (1985)		1986		1987		1988		1989	
TS %	21.40	29.40	21.40	30.30	22.40	29.35	30.65	34.63	30.10	40.70
VS %	84.900	92.700	84.800	95.500	71.990	87.600	69.000	71.800	65.900	75.600
TKN	2,600	20,600	10,200	20,800	10,000	19,000	7,485	13,697	4,028	11,672
NH_3	260	2,060	643	5,120	290	8,770	263	1,915	61	749
NO_3	<5	8	<1.000	<5.009	2.600	8.000	0.200	2.600	<0.500	2.000
Cl	70	165	96	373	117	307	49	135	49	89
SO_4	820	1,390	564	1,740	68	1,750	65	946	62	708
pH	6.800	7.200	5.700	8.049	5.520	7.330	7.270	8.320	4.500	7.560
Phenol	5.390	24.50	8.040	33.809	1.430	29.400	0.800	12.650	0.400	10.300
Toluene	<0.500		<0.400	2.309	<0.500	0.700				
Benzene	<0.500		<0.400		<0.500					
PCB	<0.050	0.100	<0.100	<0.500	0.080	0.400				
Ca	3,000	3,900	844	10,100	3,730	6,780	6,451	13,775	3,588	18,960
Mg	1,440	2,020	944	6,140	716	1,230	833	1,789	1,030	1,571
Na	616	686	450	1,080	550	1,180	870	1,722	542	1,944
Co	<2.000		<0.910	39.000	<1.000	2.000	<1.000	2.100	<1.000	1.900
Zn	69	93	50	138	32	230	37	222	26	98
Cd	<2.000		0.400	2.400	<0.200	4.90	0.060	1.046	<0.200	0.13
B	<2.000	13	<2.000	38	2.800	20	<2.000	20	<2.000	22.100
Cu	86	120	107	210	94	193	159	256	159	278
Cr	12	21	13.000	23.300	9.000	15.70	11.700	24.400	10	18
Mo	<5.000		<2.000	11.000	<4.000	<4.500	<4.000	<5.000	<2.000	42.000
Ni	4.100	49.000	7.500	60.000	4.400	9.200	4.300	18.900	<5.000	10.700
As	0.320	0.700	0.210	1.300	0.280	0.650				
Se	<0.500		0.010	0.210	<0.050	<0.400				
Hg	0.056	0.180	0.030	0.110	0.002	0.086				
Pb	8.300	16.000	5.800	15.000	<2.000	11.000	2.200	10.300	0.400	24.600

potassium as a nutrient, it has been noted that high Na will inhibit root development.

Particular attention has been accorded to the trace element concentrations. The metals shown in Table 2 are identified in the sludge guidelines for Ontario (OMAF, MOE, MOH, 1986) and have strict limits. The listing includes trace nutrients such as Cr, Cu, Co, Mo and Zn, all essential to plants and thereby subject to plant uptake. These elements are toxic, however, at relatively low concentrations. The remaining six sludge metals, As, Cd, Hg, Ni, Pb and Se play no vital metabolic function, are toxic at low concentrations and subject to plant uptake. It is necessary to consider that native soils contain variable concentrations of these elements since they occur in many geological materials. Livestock manure likewise contains most of these trace elements and has been land applied for centuries. For comparative purposes, Pridham and Cline (1988) showed that trace element levels are comparable for the two wastes (Table 3). The goal is to ensure that the metal concentrations are below levels leading to foodchain transfer and toxicity. In general, ambient conditions in a soil should contribute to the immobilization of these metals by adsorption, precipitation, cation exchange, complexation or chelating reactions. The solubility and mobility of these metals may be enhanced under acidic conditions or due to the movement of soluble organic matter.

The QOPC sludge is derived from newsprint production and does not include the use of any organic solvents or chlorine that would yield organohalides. PCB is included, since this substance was used in the manufacture of carbonless copy paper (Thacker, 1986), and there is a chance, albeit small, that fugative carbonless paper may enter the recycled fibre processing. The trace levels indicated in the data are due to interference from unidentifiable sulphur compounds in sludges and do not reflect a true value. This has been confirmed by GC/MS.

Phenol or phenolics as a parameter can include all phenols ranging from monoaromatic phenol, to the halogenated substances such as chlorophenol. The results shown here relate to the natural phenols in the lignin and the fibre. No chlorinated phenols are used in the process.

The analytical data in hand spans the whole program from its inception in 1984 to the present. The monthly analysis is included as a QC/QA program to ensure that the material meets the agricultural needs and those of the sludge guidelines. Additionally, QOPC implemented a daily nitrogen analysis program to direct the material to uses with specific needs, and to identify additional fertilizer requirements to ensure optimum crop response. Overall, the sludge quality has been quite acceptable for land application.

AGRONOMIC ASSESSMENT

The agronomic evaluations have included replicated greenhouse and field plot studies. For the greenhouse trials experiments focused on selected blends of primary and secondary sludges and the response of horticultural crops including tomatoes, peppers and cucumbers. The selected results from

TABLE 2 - Trace Element and Micronutrient Content

	QOPC Sludge[1]	Maximum Permissible Metal[2]
As	1.3	170
Cd	13.0	34
Co	39.0	340
Cr	24.4	2,800
Cu	278.0	1,700
Hg	0.18	11
Mo	42.0	94
Ni	60.0	420
Pb	24.6	1,100
Se	0.21	34
Zn	230	4,200
B	38.0	-

(1) Data are the maximum concentrations obtained from the sludge analyses and do not reflect the concentrations encountered in single samples. The data represent a worst case scenario

(2) Values reported in Table 3 of the OMAF, MOE, MH (1986) sludge guidelines.

All concentrations are reported as mg/kg (dry weight basis)

Tables 3 and 4 (from Pridham and Cline, 1968)

TABLE 3 - Application Rates of Micronutrients and Non-nutrients

Trace element	Maximum** allowable addition kg/ha	Local municipal sludge		Animal manures + +		Opco. sludge	
		Element addition per application kg/ha	Applications to maximum allowable addition	Element addition per application kg/ha	Applications to maximum allowable addition	Element addition per application kg/ha	Applications to maximum allowable addition
Arsenic	14	0.037	378	-	-	0.005	2933
Cadmium	1.8	0.062	26	0.003	530	0.007	223
Cobalt	30	0.027	1111	0.007	4,290	0.009	3259
Chromium	210	10.13	21	0.018	11,670	0.075	2800
Copper	150	5.54	27	0.090	1,670	0.578	259
Mercury	0.8	0.037	22	-	-	0.001	1304
Molybdenum	4	-	-	0.015	270	0.028	145
Nickel	32	1.50	21	0.017	1,880	0.056	552
Lead	90	2.40	37.5	0.056	1,610	0.044	2045
Selenium	2.4	-	-	0.003	800	0.002	1304
Zinc	330	29.08	11	0.702	470	0.331	998
Iron	-	-	-	3.83	-	9.5	-
Boron	-	-	-	0.0132	-	0.026	-
Calcium	-	-	-	38.9[x]	-	32.34	-

Applications rates used for calculations: Local municipal sludge 180000 l/ha, Opco. sludge-6 dry tonne/ha, animal manure - 6 dry tonne/ha.

+ Results from Report #48-40008 BCES84.
+ + Figures represent average content in Canadian manures-from *Farm Animal Manures in the Canadian Environment NRCC 18976.*
• Figures represent a typical sample.
•• From MOE *Guidelines to Sewage Sludge Disposal.*
x From NRCC 18976, p. 28.

Pridham and Cline (1988) are presented in Table 4. The results show excellent growth and yield responses as the secondary biological sludge is increased relative to primary clarifier sludge. This response is due to the nitrogen deficiency in the primary sludge and improvement as additional nitrogen is added via the secondary sludge. The consolidated blend of primary, secondary and deink sludge yields a slight nitrogen deficiency that can be overcome with the addition of fertilizer nitrogen. This facilitates organic matter decomposition and mineralization of nitrogen for crop growth.

Under field conditions sludge loading rates have been selected to match or approximate manure loadings used for crop growth. For vineyards the loading rates are about 30T/ha per year. The responses in terms of grapevine growth are not as readily evident when compared to a crop like corn and tomatoes, that grow over a single season. For field crops and horticultural crops up to 25% increases in yield and growth have been identified with loadings of 30-60 T/ha. Single high rate applications of 100 T/ha may prove beneficial for reclamation projects where revegetation is required rapidly. Less visible benefits especially in heavy clay soils include improved structure, drainage, increased soil organic matter and increases in residual nitrogen in soil. The organic matter in the sludge is slowly digested with mass losses of 25% in the first year. This is a benefit, since the nitrogen tied up in the sludge will be released slowly and thereby contribute to a build up of soil nitrogen with repeated applications. Since soil nitrogen is typically associated with organic matter (Stevenson, 1982) and subject to slow mineralization, the sludge amendments may further contribute to reductions in leachable nitrogen and fertilizer demand.

ENVIRONMENTAL EVALUATION

The environmental studies have focused on soil chemistry, surface water and groundwater quality at field sites. NOL1, Figures 1 and 2, has been subject to extensive field study since 1986. The site is located on the flat to gently undulating Iroquois plain (Chapman and Putnam, 1984) north of the Niagara Escarpment. The area experiences a subhumid climate with about 750-800 mm of average annual precipitation. Surface drainage is poorly developed. Surface slopes are generally less than 3.0% with local relief <2.0 m. Based on the terrain conditions of NOL1, the site is typical of about 70% of the Niagara region with respect to heavy clay to silt soils and poor to imperfect soil drainage. These soils are typically developed on thick clay glacial and lake sediments (up to 30 m thick), (Feenstra, 1982). The clay terrain also reveals a shallow water table environment within 2.5 m of the soil surface. From an environmental perspective, the impacts on deep aquifers is not the issue due to the thick over burden. Rather, the interests have focused on the shallow groundwater zone and shallow surface drains where crop production and surface water quality can be affected by land use including the use of sludge. As has been indicated by Bellamy and de Lint (1990a, 1990b), the emphasis on the shallow subsurface introduces complications in impact interpretation, since surface factors and processes including climate, topography, geology, vegetation and land use will dictate the hydrological and geochemical attributes of the subsurface.

TABLE 4 - The Effect of Primary and Secondary Sludge on Height, Leaf Area and Dry Weight of Corn, Tomato and Pepper at Week 7

Treatment		Plant height (cm)			Leaf area (cm^2/pt)			Dry wt (g/plant)		
Primary: Secondary (volume % of mix)		Corn	Tomato	Pepper	Corn	Tomato	Pepper	Corn	Tomato	Pepper
80	0	34.1	10.1	5.8	131	38	10	.41	.15	—
40	10	38.9	21.8	7.0	241	348	35	.58	.80	.31
30	20	44.8	46.8	12.8	449	748	303	1.17	2.02	2.74
20	30	49.0	51.3	15.1	557	1232	300	1.64	4.20	5.82
10	40	43.4	46.3	17.5	462	1123	359	1.29	3.35	6.24
0	50	53.5	43.5	14.1	569	916	281	1.64	2.77	4.68

FIGURE 1

L. ONTARIO
L. ERIE
N
LAKE ONTARIO
0 5 10
km
ST. CATHARINES
QEW
NOL 1
405
NIAGARA RIVER
NIAGARA ESCARPMENT
NIAGARA FALLS
20
406
WELLAND RIVER
WELLAND
QEW
GRAND ISLAND
BUFFALO

FIGURE 2

0
400 m
N
A
103.5
SAMPLE POINT AND ELEVATION
DRAINAGE DITCH
CREEK
WOODLOT
GRASS
CW1
CW2
102.7
101.5
D
101.9
VINEYARD
104
A
103.5
C
103
SIX MILE CREEK
101.7
B
104.5
YORK RD.
114
TOWNLINE RD.

Based on networks of well piezometers installed at NOL1, the subsurface hydrology and chemistry varies significantly over the site area. Using basic ion composition (Table 5 and Figure 3), the hydrochemical contrasts indicate topographic control over local recharge patterns. Points A and C are located on the high points of the site and show lower total ion concentrations and wet hydrological conditions associated with fluctuating water tables. In contrast, B, D, CW-1 and CW-2 are situated in subtle depressional locations. Hence ion concentrations are significantly higher with accumulations of sulphate salts and gypsum precipitates. At these locations water tables are relatively stable and indicative of dry regime conditions where leaching is significant. The chemical and hydrological attributes are tied in with topographic variations. This is not atypical since similar patterns have been encountered elsewhere in Niagara and in the Canadian prairies (St. Arnaud, 1979; Miller et al, 1985; Keller and Van der Kamp, 1988).

The chemical characteristics are developed due to a) the oxidation of reduced sulphur in the soil profile and formation of SO_4, b) precipitation and dissolution of carbonates, c) precipitation and dissolution of gypsum and, d) cation exchange reactions (Groenewold et al, 1983; Hendry et al, 1986). Topography impacts on hydrology and in turn impacts on the main geochemical reactions. This evidence is important in this research since the data impact on the comparison of sludge amended areas (A, B, C, D) and the controls (CW-1 and CW-2) (Table 5, Figure 3). The data in hand show distinctly different subsurface environments and conditions that have to be recognized. QOPC sludge does not contain exotic contaminants so that impacts are based on rather common components like Cl, SO_4, Ca, Mg and Na. These, as we have shown, outline the ionic composition of groundwater, and, therefore, the background chemistry has to be defined.

The other issue to consider is the change in chemistry over time. The chemistry at NOL1 has varied considerably. Using electrical conductivity as a gross index, we can track these variations (Figure 4) and, at the same time, identify specific events of meteorological origin. The most visible events were encountered in August and September 1987. These reflect periods of rainfall and specific recharge. The depression in the conductivity values indicate dilution as the infiltrate reaches the groundwater zone. Other variations are associated with water level changes and leaching/transport of precipitates and dissolved solids in the profile. At a gross level, the chemistry for all points has remained stable and has not shown any impacts due to the sludge. In fact, the variability is due to topographically controlled recharge and climatic events.

With respect to trace elements, concentrations have been stable at or below detectable limits. The initial loadings are small and the lack of change in concentrations suggests that these constituents are immobilized at the soil surface.

The sludge contains moderate levels of sodium. For the clay soils of the region, the impact of repeated sodium loadings could lead to a breakdown in the soil structure. Thus far repeated analysis of soil samples has failed to show any increase in sodium content or in the sodium adsorption

TABLE 5 - Major Ion Composition

(mg/L)

		A-1	B-1	C-1	D-1	CW-2	CW-1
HCO_3	M	407.5	465.4	393.8	599.2	547.5	300.8
	S	57.4	11.7	19.3	23.2	22.2	16.0
SO_4	M	684.9	4,123.4	2,565.4	6,446.7	7,590.4	5,914.0
	S	102.9	391.2	214.6	990.7	627.9	508.1
Cl	M	17.2	1,628.6	41.6	982.5	692.3	700.2
	S	36.4	335.6	84.1	197.7	127.1	256.1
Ca	M	195.8	518.4	476.5	429.9	438.9	437.2
	S	25.8	21.0	40.4	38.3	44.7	45.5
Mg	M	124.9	857.9	385.1	1,257.4	1,530.4	1,060.1
	S	9.1	242.9	19.4	257.1	138.3	112.1
Na	M	57.8	1,010.1	118.1	573.0	672.0	769.1
	S	4.7	129.6	10.2	56.0	86.4	257.3

Summary of major ion chemistry of groundwater at NOL 1 from 5.0 m and 10. m (CW-1) well piezometers. The reported values represent means for the parameters (M) and associated standard deviation (S). The data also obtain a very high correlation between Mg and SO_4 ($r = 0.98$), and moderate to moderately high correlations for Cl and Na ($r = 0.99$).

FIGURE 3 - Schoeller Diagram of Major Ions in Groundwater

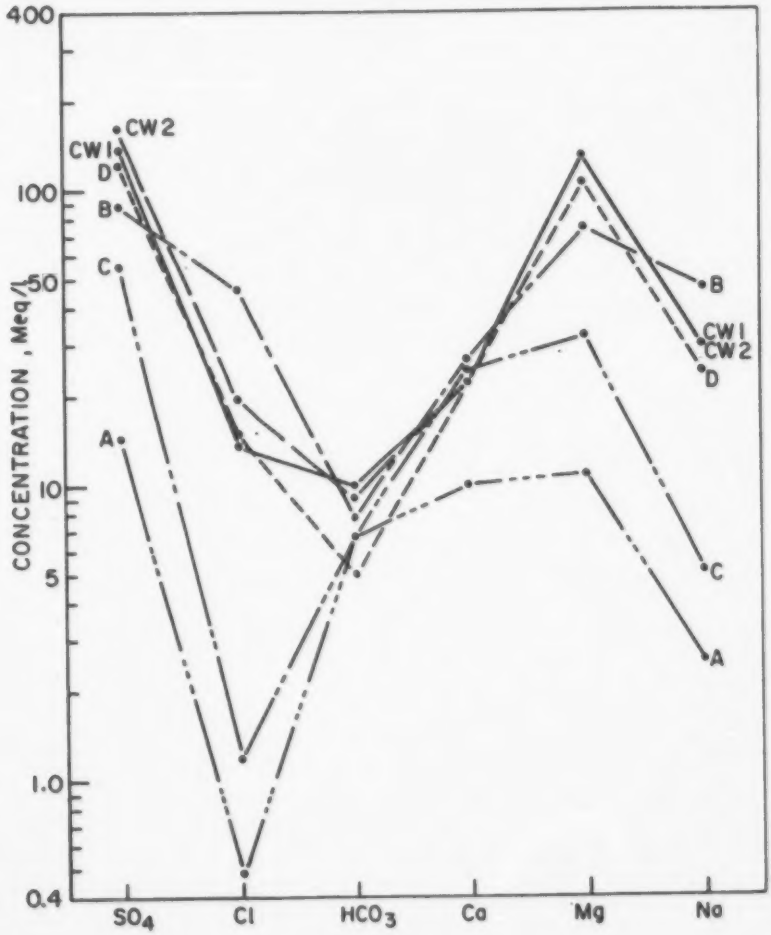
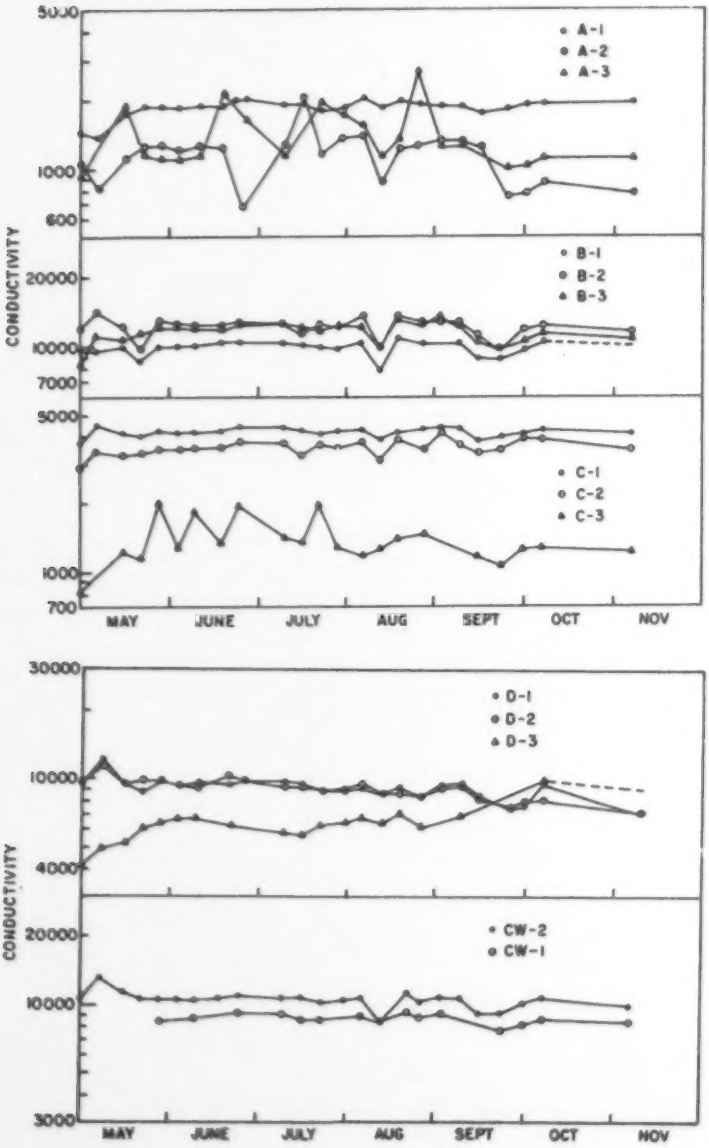


FIGURE 4 - Electrical Conductivity Plots for 1987 for All Well Piezometers



ratio (SAR). The expectation is that any sodium entering the soil is leached out of the profile since calcium and magnesium will displace sodium via cation exchange reactions. The calcium and magnesium in the sludge plus soil material should, therefore, be sufficient to prevent sodium retention. This is indicated by the SAR which is less than a critical value of 5.0.

Nitrogen as TKN, NH_3 and NO_3 is presumably tied up in the soil. Leachable losses of TKN and NH_3 can be expected in association with dissolved organic carbon (Shoenau and Bettany, 1987). The lack of nitrate (NO_3) is due to denitrification in the water table zone.

With respect to surface water quality, no impacts have been indicated from Six Mile Creek. The flow in surface ditches and creeks is seasonally ephemeral and controlled by runoff during storm events. Therefore, surface water has been monitored for specific discharge events upstream and downstream of NOL1. Surface runoff during the summer occurs infrequently due to infiltration through large cracks and fractures and due to evaporation from shallow surface depressions.

CONCLUDING REMARKS

Land application of QOPC sludge as a soil conditioner in the Niagara Region has obtained agronomic benefits and no detectable impacts through 5 years of investigative research and monitoring. While the company benefits from major reductions in disposal costs, the real benefit is the availability of an organic waste that is valuable as a soil amendment. Under proper management and the implementation of an ongoing monitoring program, the interests of the farm operator and QOPC are protected. With respect to the agricultural utilization of the sludge material, the interests of the commercial farm operation are of foremost concern. This issue includes assumptions and proof that the sludge is safe to use and free of potentially harmful concentrations of toxins that will injure crops, or impair the quality of the produce. Second, the inhouse monitoring serves to regulate the distribution of sludge based on nutritive value and to provide direction on nutrient amendments. With this infrastructure, the program has been a success.

As a final point, this sludge program is of interest since current waste management initiatives seek to divert wastes from landfills and to beneficial uses. As Pridham and Cline (1988) noted, the goal has been to return the organic matter to the source - soil for renewed growth.

REFERENCES

Bellamy, K.L., de Lint, N. 1990a; Spatial Variability of Hydrogeochemistry in Weathered Clay of the Niagara Region. 1990 Chem. Inst. Canada Congress, Halifax, July 15-21, 1990. Abst. 125.

Bellamy, K.L., de Lint, N. 1990b; Hydrogeology and Chemistry of Weathered Clay of the Niagara Area, Ontario. (In prep.)

Blosser, R.O., Caron, A.L., 1965; Recent Progress in Land Disposal of Mill Effluents. TAPPI 48 (5) 43A.

Brockheim, J.G., Benzyl, T.C., Liu, R., Theil, D.A. (1988); Sludge increases Pulpwood Production. Biocycle. March, p.58.

Brockway, D.G. (1983); Forest Floor, Soil and Vegetation Responses to Sludge Fertilization in Red and White Pine Plantations. Soil Sci. Soc. Amer. J. 47:776.

Chapman, L.J., Putnam, D.F. 1984; The Physiography of Southern Ontario. 3rd Ed. Ontario Geol. Survey. Spec. Pub., Toronto.

Dolar, S.G., Boyle, J.R., Keeney, D.R., 1972; Paper Mill Sludge Disposal on Soils Effects on the Yield and Mineral Nutrition of Oats. J. Environ. Qual. 1:405.

Feenstra, B., 1982; Quaternary Geology of the Niagara Area, Ontario. Ontario Geol. Survey Open File Rept. 5361.

Groenewold, G.H., Koob, R.D., McCarthy, G.J., Rehm, B.W., Peterson, W.M., 1983; Geological and Geochemical Controls on the Chemical Evolution of Subsurface Water in Undisturbed and Surface Mined Landscapes in Western North Dakota. North Dakota Geol/ Survey Rept. Invest. 79.

Hendry, M.J., Cherry, J.A., Wallick, E.I., 1986; Origin, and Distribution of Sulphate in a Fractured Till in Southern Alberta. Canada Water Resources Res. 22-45.

Hermann, D.J. (1982); Considerations for using Wastewater Sludge as an Agricultural and Silvicultural Soil Amendment. In Rock C.A., Alexander, J.A. (ed) Long Range Disposal Alternative for Pulp and Paper Sludges Proc. Symp. Univ. Maine, Orono, P.29.

Hoitink, H.A.S. and Watson, M.E. (1982; Reclamation of Acidic Mine Spoil with Paper Mill Sludge. In Sopper, W.E., Seaker, E.M., Bastion, R.K. (ed). Land Reclamation and Biomass Production with Municipal Wastewater and Sludge. Penn State Univ. Press, Univ. Park, PA, p.301.

Jacobs, L.W., 1978; Utilizing Paperboard Wastewater Sludge on Agricultural Soils, In Proc. First Annual Madison Conf. of Applied Research and Practice on Municipal and Industrial Waste. Univ. Wisconsin - Extrusion, Madison.

Keller, C.K., Van der Kamp, G., 1988; Hydrogeology of Two Saskatchewan Fills, II. Occurrence of Sulphate and Implications for Soil Salinity. J. Hydrol. 101:123.

Miller, J.J., Acton, D.F., St. Arnaud, R.J. 1985; The Effect of Groundwater on Soil Formation in a Morainal Landscape in Saskatchewan. Can. J. Soil. Sci. 65:293.

NCASI (National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement), 1984. Land Application and Related Utilization of Pulp and Paper Mill Sludges. Tech. Bull. 439.

OMAF, MOE, MOH (Ontario Ministry of Agriculture and Food, Ministry of the Environment, Ministry of Health) 1986; Ontario's Guidelines for Sewage Sludge Utilization on Agricultural Lands.

Pridham, N.F., Cline, R.A., 1988; Paper Mill Sludge Disposal: Completing the Ecological Cycle. Paper and Paper Canada, 89:173.

Shoenau, J.J., Bettany, J.R. 1987; Organic Matter Leaching as a Component of Carbon Nitrogen, Phosphorous and Sulphur Cycles in a Forest, Grasslands and Gleyed Soil. Soil Sci Soc. Amer. J. 51:646.

Stevenson, F.J., 1982; Origin and Distribution of Nitrogen in Soil. In Stevenson, F.J. (ed) Nitrogen in Agricultural Soils, Agronomy 22, Madison.

Thacker, W.E., 1986; Silvicultural Land Application of Wastewater and Sludge from the Pulp and Paper Industry in Cole, D.W., Hury, C.L., Nutter, W.L. (eds). The Forest Alternative for Treatment and Utilization of Municipal and Industrial Wastes. Univ. Washington Press, Seattle. 41.

Thiel, D.A., 1984; Sweet corn grown on land treated with combined primary/secondary sludge. Proc. 1984 TAPPI Press, Atlanta. 93.

INCORPORATION OF BIOLOGICAL EXCESS PHOSPHORUS REMOVAL IN A GENERAL ACTIVATED SLUDGE MODEL

by

Peter L. Dold

Department of Civil Engineering & Engineering Mechanics
McMaster University, 1280 Main Street West, Hamilton,
Ontario L8S 4L7.

ABSTRACT

A general activated sludge kinetic model with the capacity for modelling the biological processes of carbonaceous energy removal, nitrification, denitrification and excess phosphorus removal is proposed. The model is based on a merging of the IAWPRC model and the polyP organism culture model of Wentzel *et al.* (1989b), each of these with modifications. The enhanced culture model is extended to allow anoxic growth of polyP organisms with stored PHB as substrate; the associated uptake of phosphorus is reduced compared to aerobic growth. Three case studies are used to demonstrate the predictive capacity of the model. The model provides accurate simulation of a range of activated sludge system configurations incorporating aerated and unaerated reactors. The model correctly simulates the organism mass distribution and tracks the changes in certain key parameters such as soluble phosphorus and nitrate concentrations. An important feature of the model evaluation conducted is that a single set of kinetic and stoichiometric model parameters is used for all three case studies, lending support to the integrity of the model. Aspects which require further investigation in the understanding of biological nutrient removal system behaviour are identified.

INTRODUCTION

The primary function of the activated sludge system for treatment of wastewaters is the removal of biodegradable organic material. This objective is realized through the growth of a mixed community of heterotrophic bacteria in an aerobic environment. A second function of the aerobic activated sludge system is the biological oxidation of ammonia to nitrate via the growth of autotrophic bacteria

(nitrification). These organisms co-exist with the heterotrophs under the conditions necessary for nitrification, principally operation at sufficiently high sludge age (or solids retention time, SRT). The first major change in the original conceptualization of the activated sludge system was the inclusion of unaerated zones for the purpose of biological nitrogen removal (denitrification). This process harnesses the ability of certain heterotrophic organisms to utilize nitrate in place of oxygen as a terminal electron acceptor under oxygen-limited conditions, converting the nitrate to gaseous nitrogen (N) species and thereby removing N from the wastewater. From about 1960 a number of nitrification-denitrification (ND) system configurations were presented (e.g. Wuhrmann, 1960; Ludzack *et al.*, 1962; Barnard, 1973). Soon after the advent of N removal, observations of behaviour in activated sludge systems, principally those with unaerated zones designed for N removal, identified the phenomenon of biological excess phosphorus removal (BEPR). In systems exhibiting BEPR the amount of phosphorus (P) in the waste sludge stream considerably exceeds the amount of P required by the organisms for "normal" metabolic purposes. The BEPR phenomenon has been the subject of intensive research since about 1975. Current understanding is that excess P removal is mediated by a specific group of heterotrophic organisms referred to as Bio-P (Comeau *et al.*, 1985) or polyP (Wentzel *et al.*, 1986) organisms. A number of BEPR system configurations have been proposed, usually as extensions of ND systems (e.g. Barnard, 1976; Spector, 1977; Siebritz *et al.*, 1980; Hong *et al.*, 1982, Arvin *et al.*, 1985). From a process viewpoint NDBEPR activated sludge systems involve three separate organism masses (polyP heterotrophs, non-polyP heterotrophs, autotrophs) in three distinct environmental regimes (aerobic zones, anoxic zones where nitrate but not oxygen is present, and anaerobic zones where nitrate and oxygen are excluded as far as possible).

The expanded function of the activated sludge system has increased the level of complexity in design, operation and control. Increasingly, mathematical modelling of system behaviour is being used as a tool to facilitate the tasks of designers and operators. This paper presents a general activated sludge system kinetic model incorporating carbon oxidation, nitrification, denitrification and biological excess phosphorus removal behaviour. The general model is derived from a combination of the IAWPRC model for non-polyP heterotrophic organisms and autotrophic organisms (Henze *et al.*, 1987a, 1987b) and the Wentzel *et al.* (1989b) model for polyP organisms. In combining the models, certain extensions and modifications have been incorporated in both the IAWPRC and the Wentzel model components. The model is termed general in that it can be applied directly for the simulation of aerobic, anoxic-aerobic (ND) or anaerobic-anoxic-aerobic (NDBEPR) systems, predicting an appropriate balance between the three organism masses - the polyP and non-polyP heterotrophs and the autotrophs. The predictive capacity of the model has been demonstrated for three situations previously (Dold, 1990); these case studies are repeated here. This paper is an extension of the earlier

presentation in that the stoichiometry and kinetics of the general model are presented in detail.

MODELLING OF ACTIVATED SLUDGE SYSTEMS

In 1982 the International Association on Water Pollution Research and Control (IAWPRC) appointed a task group to review modelling of activated sludge systems incorporating *carbonaceous energy removal, nitrification and denitrification*. The initial deliberations of the group resulted in a preliminary version of the "IAWPRC model" (Grady *et al.*, 1986). Dold and Marais (1986) conducted a comprehensive evaluation of the preliminary model. It was proposed that certain changes should be made, in particular with respect to the way in which the fate of organic nitrogen was modelled. These changes were subsequently adopted in the final version of the IAWPRC model (Henze *et al.*, 1987a, 1987b).

The task group drew on a wide range of information in formulating the model. One research initiative which had a major influence on the model was the dynamic activated sludge model developed by Marais and co-workers at the University of Cape Town (Dold *et al.*, 1980; van Haandel *et al.*, 1981). This dynamic model evolved out of the steady state model of Marais and Ekama (1976). The steady state model, in turn, constituted a development from a number of previous models for carbonaceous and nitrogenous material conversion and removal (McKinney, 1962; McKinney and Ooten, 1969; Lawrence and McCarty, 1970; Downing *et al.*, 1964).

The IAWPRC model, based on a mechanistic interpretation of the behaviour of the organisms mediating the process reactions, has been shown to give a reliable description of the system response over wide ranges of system configuration (single and series reactor systems, aerated and non-aerated reactors, inter-reactor recycles), influent wastewater characteristics (COD, TKN, flow pattern) and operational parameters (sludge age, temperature, dissolved oxygen concentration). The model has had a significant impact on the development of design and operational procedures for activated sludge systems. In full-scale plant operation it has also found application in assessing the effects of changes in waste flows and loads, operational modifications (e.g. changes in recycles), and proposed modifications to plant configuration. It has also proved valuable in operator training; through simulation exercises using the model, the operator acquires "instant" experience in the behaviour to be expected with changes in inputs, system configuration and operational strategies.

A restriction of the IAWPRC model is that its scope is limited to systems incorporating carbonaceous energy removal, nitrification and denitrification. The phenomenon of biological excess phosphorus removal (BEPR) is not included. In BEPR activated sludge systems removal of phosphorus (P) is mediated by a group of organisms (polyP organisms) which exhibit the propensity to store P as

polyphosphate (polyP) polymers called volutins (Buchan, 1981). Proposed explanations of the biochemical behavioural patterns associated with P release and uptake (and net P removal) have been presented in a number of models; for example, that of Comeau *et al.* (1985), extended and modified by Wentzel *et al.* (1986), and that of Mino *et al.* (1987). The biochemical models are largely in agreement regarding the biochemical control mechanisms and have provided an explanation for the essential requirements for attaining BEPR; namely, an alternating anaerobic/aerobic sequence with the provision of short-chain fatty acids (SCFA) during the anaerobic phase. In "normal" municipal wastewater the SCFA content usually is minimal. In BEPR systems the readily biodegradable COD component is transformed to SCFA by the non-polyP organism mass, thereby making SCFA available to the polyP organisms (Meganck *et al.*, 1985; Brodisch, 1985; Wentzel *et al.*, 1985). Aside from this linkage, the polyP and non-polyP organisms in BEPR systems have been shown to act essentially independently of one another. For this reason Wentzel *et al.* (1988) adopted the approach of developing "enhanced" cultures of polyP organisms as the basis for studying the kinetics and stoichiometry of BEPR without the behaviour being masked by that of the non-polyP organisms.

Enhanced cultures of polyP organisms were developed by Wentzel *et al.* (1988) in continuous flow activated sludge systems (modified Bardenpho and UCT process configurations), with acetate as the only organic substrate. The mixed liquor in these systems was shown to comprise the polyP organism *Acinetobacter* spp. in excess of 90 percent. Based on observations of the continuous flow systems and batch experiments using mixed liquor drawn from these systems, Wentzel *et al.* (1989a, 1989b) developed a kinetic model for the enhanced culture BEPR system. The model provided a very reasonable description of the response observed in a number of continuous flow enhanced culture systems and batch experiments with *a single set of kinetic and stoichiometric parameters*. The authors identified certain minor limitations in the proposed model, and outlined problems which might be encountered when extending the model to mixed organism systems with municipal wastewater as influent. Despite any minor limitations, the enhanced culture model constitutes the most significant step towards the development of a general activated sludge model capable of modelling the biological processes of carbonaceous energy removal, nitrification, denitrification *and excess phosphorus removal*.

The enhanced culture phosphorus removal kinetic model of Wentzel *et al.* (1989b) is cast in the same framework as the IAWPRC-type models. Similar kinetic and stoichiometric formulations have been utilized, and concepts such as switching functions are embodied in the kinetic expressions. Given this similarity in structure, and given the relative independence of the polyP organism mass (governed by the enhanced culture model) and the non-polyP (and autotrophic) organism mass (governed by the IAWPRC model), it would appear that merging of the two models provides the basis for a general activated sludge model. This was the basis for the

general model utilized to generate simulation results in an earlier publication (Dold, 1990). A crucial aspect in formulating a general model was identified as the method of accounting for denitrification behaviour in NDBEPR systems. This aspect is considered briefly before presenting the general model in detail.

DENITRIFICATION IN PHOSPHORUS REMOVAL SYSTEMS

A simplified representation of the behavioural patterns associated with phosphorus release and uptake in a BEPR system is shown in Fig. 1. It is readily apparent that nitrate plays an important role in the performance of these systems. The current consensus interpretation is that nitrate entering the anaerobic zone will be utilized as an electron acceptor in the growth of non-polyP heterotrophs. As a result less substrate will be available for sequestration by the polyP organisms, with the nett effect that the amount of phosphorus removal will be reduced. The amount of substrate available to the polyP organisms may be reduced to such an extent that these organisms are unable to sustain themselves in the system and the capacity for BEPR is lost.

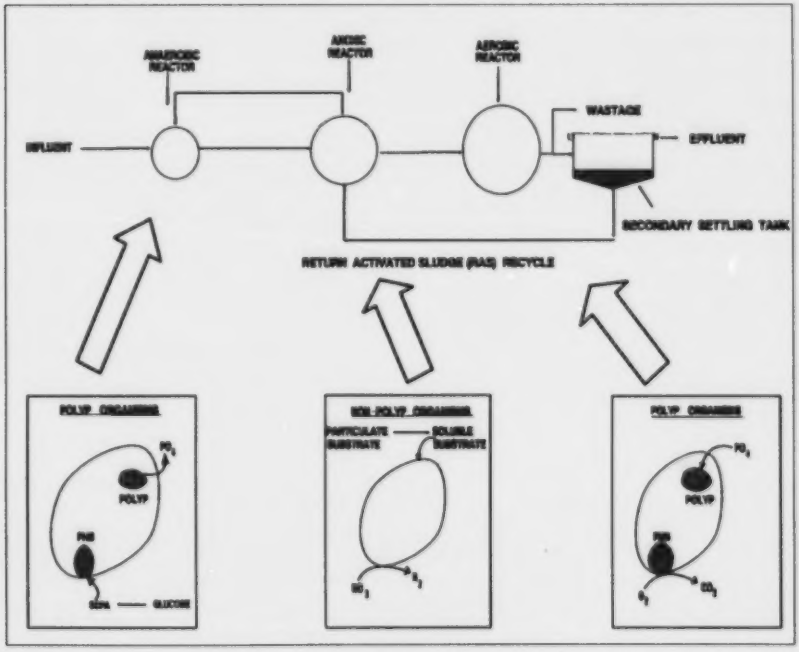


Fig 1: Schematic diagram outlining the function of polyP organisms in P release (anaerobic) and uptake (aerobic) and non-polyP organisms in denitrification (anoxic) within a UCT Process BEPR system.

This interpretation of the role of nitrate has proved valuable in the design and operation of BEPR systems. A basic principle for maximizing P removal is to "protect" the anaerobic reactor from ingress of nitrate as far as possible. Hence the arrangement of recycles in the UCT system configuration shown in Fig. 1; the underflow recycle (nitrate rich) is directed to the anoxic reactor rather than directly to the anaerobic zone, and a recycle from the anoxic reactor (low in nitrate) transfers sludge to the anaerobic zone. However, implicit in this interpretation is the assumption that nitrate does not influence the behaviour of the polyP organisms directly. This has perhaps arisen in part out of observations that certain polyP organisms do not appear to utilize nitrate as an electron acceptor, or alternatively are only able to reduce nitrate partially to nitrite and not to gaseous end products (see Wentzel *et al.*, 1986; Lotter *et al.*, 1986). However, results reported since 1982 indicate that the role of nitrate in BEPR systems should be evaluated carefully. For example, Gerber *et al.* (1986) present results of anoxic batch tests on sludge drawn from the aerobic zones of full-scale continuous flow BEPR systems; on addition of acetate in the presence of nitrate there was an initial nett release of P followed by nett uptake of P once the SCFA concentration was reduced to zero. Hascoet *et al.* (1985) conducted similar batch tests in which the added substrate comprised a mixture with an appreciable SCFA fraction. In the presence of nitrate there was also an initial nett release of P. In cases with low initial nitrate concentration there was only nett P release. As the initial nitrate concentration was increased a point was reached where release was followed by nett uptake of P; with increasing initial nitrate concentration the amount of nett P release during the initial phase decreased and the nett P uptake during the second phase increased. Hascoet *et al.* (1985) also presented results of continuous flow experiments for two systems operated in parallel, one with and one without nitrate added to the influent. The system without influent nitrate exhibited the usual phases of P release and uptake, with a removal of 57 g P m^{-3}. A reduced P removal of 43 g P m^{-3} was obtained for the system with influent nitrate as would be expected. What is particularly interesting however, is that the system, which was reported to operate stably, did not exhibit nett P release. Comeau *et al.* (1987) also demonstrated anoxic uptake of P.

A full understanding of the complex role of nitrate in BEPR systems is crucial to the design, operation and modelling of BEPR systems. Amongst the questions to be addressed are the following:

- Can nitrate serve as an electron acceptor for oxidation of stored PHB by polyP organisms? Alternatively, what fraction of the polyP organisms have the capacity to denitrify? Associated with this is the question of whether polyP organisms (or certain species) are able to denitrify if there is continual exposure to nitrate to allow the necessary enzymes to be induced?

- If polyP organisms are able to utilize nitrate for PHB oxidation, is there an associated uptake of P as with aerobic growth? If so, what is the stoichiometry of uptake? Also, would P uptake/PHB oxidation occur simultaneously with P release/PHB storage associated with SCFA sequestration?

- In the anaerobic zone of BEPR systems, if SCFAs are available can nitrate serve as electron acceptor for direct utilization of SCFAs (without going via PHB)? Will there be an associated accumulation of polyP?
- Does the presence of nitrate in the anaerobic zone (even at low concentration) inhibit the fermentation of "complex" soluble COD to SCFAs through increasing the redox potential?

This incomplete list of questions underlines the complexity and importance of understanding the role of nitrate in BEPR systems. In terms of modelling the behaviour, the process(es) of anoxic growth of polyP organisms, with nitrate as electron acceptor, was not incorporated in the enhanced culture model of Wentzel *et al.* (1989b). This approach was based on a number of factors, *inter alia*:

- The low nitrate removal observed in the continuous flow Bardenpho and UCT process enhanced culture systems.
- There was "usually" no nett uptake of phosphorus in the anoxic zones of the enhanced culture systems.
- In batch tests simulating the conditions in an anoxic enhanced culture reactor the rate of denitrification was low compared to the rate for heterotrophic organisms from mixed culture systems treating municipal wastewater under similar conditions.

Wentzel *et al.* (1989a) concluded that the fraction of the polyP organism mass with the capacity for denitrification in the enhanced culture systems was small[1]. However, several factors mitigate in favour of re-evaluating the decision to exclude denitrification from the enhanced culture model:

- Denitrification accounted for removal of a significant fraction of the influent COD in the enhanced culture systems, between 15 and 20 percent.
- The influent TKN/COD ratio in the enhanced culture experiments was relatively low (approximately 0.064 mg N/mg COD). The relatively low nitrate load on the unaerated reactors perhaps did not establish conditions which would exhibit expected rates of denitrification.

---

[1] The University of Cape Town group have interpretted the denitrification behaviour in NDBEPR systems in terms of an increase in the utilization rate of slowly bidegradable COD by the non-polyP organisms (Clayton *et al.*, 1991; Wentzel *et al.*, 1991).

- The volumetric nitrate removal rates in the anoxic reactors of the enhanced culture systems do not differ substantially from corresponding rates in mixed culture systems treating municipal wastewater.

Dold (1990) evaluated two approaches in an attempt to account for the denitrification behaviour observed in the enhanced cultures:

Denitrification by non-polyP organisms: In the enhanced cultures in excess of 90 percent of the active organism mass was identified as polyP organisms. It is possible that a small portion of the organism mass consisted of non-polyP heterotrophs able to denitrify. However, if this were the case, then the denitrification rate calculated on the basis of the denitrifying organism mass would be excessively high. Therefore this possibility would seem unreasonable. This appeared to be confirmed in simulations during the development of the general model. To simulate the nitrate concentration response in the enhanced culture systems (with no denitrification by polyP organisms) required specification of kinetic and stoichiometric parameter sets for both the polyP and non-polyP organisms very different from those in the individual models; for example, very high heterotroph growth rate, low SCFA sequestration rate, high switching constant for sequestration, etc. Also, it was not possible to obtain a single parameter set capable of modelling the response for the range of enhanced culture systems. This is a strong indication of deficiencies in this approach.

Denitrification by polyP organisms: In the model of Wentzel *et al.* (1989b) polyP organism growth on stored PHB as substrate is restricted to aerobic conditions. Concomitantly with growth, phosphorus is taken up and stored as polyphosphate; the stoichiometric coefficient for uptake ($f_{P,upt}$) was 0.9 - 1.1 mgP/mgCOD, determined from batch experiments. The simplest means for incorporating anoxic growth of polyP organisms is to allow the growth processes to occur under both aerobic and anoxic conditions. In the Wentzel model there are four aerobic growth processes; the four permutations reflect switches between ammonia and nitrate as the nitrogen source for synthesis and at high and low phosphorus concentration. In an anoxic reactor of a continuous flow system growth is likely to occur in the presence of sufficient ammonia and soluble phosphorus. Therefore, in evaluating the possibility of anoxic growth only the one aerobic growth process was duplicated for anoxic conditions i.e. growth with ammonia as the N source for synthesis and with no phosphorus limitation on growth rate. This approach led to very reasonable simulation of the response in the enhanced cultures, with one modification (see case study 2 later). For *anoxic* growth the uptake of phosphorus per unit substrate utilized ($f_{P,upt}$) had to be reduced from 1.0 to 0.2 mgP/mgCOD; the value was unchanged at 1 mgP/mgCOD for aerobic conditions. This was necessary to predict the observed phosphorus response.

The modified enhanced culture model incorporating denitrification by polyP organisms, with reduced phosphorus uptake per unit COD metabolized, appears to be an improvement on the model of Wentzel *et al.* (1989b). However, this aspect has by no means been investigated exhaustively and many questions remain concerning the mechanisms of denitrification in both the enhanced cultures and in mixed culture systems.

MODEL COMPONENT FOR NON-POLYP HETEROTROPHS AND AUTOTROPHS

(Modified IAWPRC Model)

The general model component proposed for describing the kinetic response of the non-polyP heterotrophic and autotrophic organism masses is based on the final IAWPRC model (Henze *et al.*, 1987a, 1987b), with three modifications/extensions. These are with respect to:

- The nitrogen source for cell synthesis;
- Conversion of soluble readily biodegradable COD to SCFA;
- Growth of non-polyP heterotrophs on SCFA.

The nitrogen source for cell synthesis: In reviewing the initial IAWPRC model version Dold and Marais (1986) postulated that under certain circumstances nitrate, instead of ammonia nitrogen, may serve as the nitrogen source for cell synthesis purposes. This postulate was confirmed from analysis of data collected over an extensive period, particularly in multiple series reactor configurations operated at long sludge ages and which exhibited high nitrification rates. The use of nitrate as a nitrogen source for polyP organism synthesis when the ammonia concentration dropped to low levels was also observed by Wentzel *et al.* (1989a). On the basis of this information, an additional two processes have been incorporated in the IAWPRC model version to give four growth processes: aerobic and anoxic growth of non-polyP heterotrophs with either ammonia or nitrate as the N source for synthesis.

Conversion of soluble readily biodegradable COD to SCFA: The principal linkage between the polyP and non-polyP heterotrophic organism masses in biological excess phosphorus removal systems treating municipal wastewater is the conversion of "complex" readily biodegradable soluble COD to short chain fatty acids (SCFA). This process is the source of SCFA to sustain polyP organism growth in the mixed culture system as the influent SCFA content usually is minimal. Wentzel *et al.* (1985) established the kinetics of this phenomenon and incorporated the process in the enhanced culture model for completeness even though all of the influent COD to the enhanced cultures was in the form of SCFA (acetate). The kinetic formulation and stoichiometry of the conversion process are incorporated in the

IAWPRC model component of the general model presented here as the process is mediated by the non-polyP heterotrophic organism mass.

Growth of non-polyP heterotrophs on SCFA: In the IAWPRC model readily biodegradable soluble COD is utilized by the non-polyP organisms (i.e. heterotrophs) in four possible growth modes - under aerobic or anoxic conditions with either ammonia or nitrate as the nitrogen source for synthesis purposes. For BEPR systems it is necessary to distinguish between "complex" and SCFA readily biodegradable COD. Therefore it is necessary to duplicate the four growth processes in the IAWPRC model to account for possible growth on the two components of the readily biodegradable COD for the mixed culture system. With regard to growth on SCFA it is likely that the only one of the four processes would be of consequence - anoxic growth with ammonia as the N source. This is because SCFA's are removed in the unaerated zones at the "front end" of the continuous flow systems and do not enter the aerobic zones in appreciable concentrations. However, for completeness all four growth processes in the IAWPRC model (for "complex" COD) were duplicated in the general model for growth of non-polyP organisms with SCFA as substrate. The same kinetic formulations and stoichiometry for growth on "complex" readily biodegradable COD and SCFA have been utilized.

The extended IAWPRC model component of the general model is presented in matrix format in Table 1 (3 parts) below. Component symbols are defined in Table 2. The values of the stoichiometric, kinetic and switching function parameters used in the case studies presented later are listed in Tables 6, 7 and 8 in the appendix. The nomenclature adopted here differs from that used by the IAWPRC task group. It is in accordance with the system of Wentzel *et al.* (1989b), which removes certain restrictions and anomalies in the IAWPRC scheme. The values of the kinetic parameters are those for 20°C; no temperature dependency factors are listed here as all the systems referred to in the case studies were operated at 20°C. Space limitations do not allow for a detailed discussion of the model. The reader is referred to the literature cited above, the publications of the IAWPRC task group (Henze *et al.*, 1987a, 1987b) and the excellent review of Grady (1989).

MODEL COMPONENT FOR POLYP ORGANISMS

The general model component proposed for describing the kinetic response of the polyP heterotrophic organism mass is based on the enhanced culture model of Wentzel *et al.* (1989b), with the one additional process for anoxic growth of polyP organisms described earlier (and the one additional stoichiometric constant, $f_{P,upt}$ for anoxic growth). It should be noted that the phenomenon of accumulation of unbiodegradable soluble COD from endogenous processes in the enhanced cultures

TABLE 1: MODEL MATRIX FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 1).

	COMPONENT	1	2	3	4	5	6
	PROCESS	Z_{bh}	Z_{ba}	Z_{bp}	Z_e	S_{enm}	X_i
1	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}	1					
2	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}	1					
3	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}	1					
4	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}	1					
5	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}	1					
6	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}	1					
7	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}	1					
8	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}	1					
9	Decay of heterotrophs	- 1			$f_{Ep,H}$	$1- f_{Ep,H}$	
10	Hydrolysis of stored COD					-1	
11	Hydrolysis of org N						
12	Ammonification						
13	Conversion of complex S_{bsc} to acetate						
14	Autotrophic growth		1				
15	Autotrophic decay		-1		$f_{Ep,A}$	$1- f_{Ep,A}$	

TABLE 1: MODEL MATRIX FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 2).

	COMPONENT	7	8	9	10	11	12
	PROCESS	X_{on}	S_{phb}	P_{polyP}	S_{bsc}	S_{bsa}	N_{h3}
1	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}				$\frac{-1}{Y_H}$		$-f_{ZBH,N}$
2	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}				$\frac{-1}{Y_H}$		$-f_{ZBH,N}$
3	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}				$\frac{-1}{Y_H}$		
4	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}				$\frac{-1}{Y_H}$		
5	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}				$f_{ZBH,N}$	$\frac{-1}{Y_H}$	$-f_{ZBH,N}$
6	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}					$\frac{-1}{Y_H}$	$-f_{ZBH,N}$
7	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}					$\frac{-1}{Y_H}$	
8	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}					$\frac{-1}{Y_H}$	
9	Decay of heterotrophs	$f_{ZBH,N} - f_{Ep,H} * f_{ZEH,N}$					
10	Hydrolysis of stored COD				1		
11	Hydrolysis of org N	-1					
12	Ammonification						1
13	Conversion of complex S_{bsc} to acetate				-1	1	
14	Autotrophic growth						$-f_{ZBA,N} - 1/Y_A$
15	Autotrophic decay						$f_{ZBA,N} - f_{Ep,A} * f_{ZEA,N}$

TABLE 1: MODEL MATRIX FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 3).

	COMPONENT	13	14	15	16	17
	PROCESS	N_{os}	N_{o3}	P_s	S_{us}	S_o
1	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}			$-f_{ZBH,P}$		$\frac{-(1-Y_H)}{Y_H}$
2	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}		$\frac{-(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$-f_{ZBH,P}$		
3	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}		$-f_{ZBH,N}$	$-f_{ZBH,P}$		$\frac{-(1-Y_H)}{Y_H}$
4	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}		$-f_{ZBH,N} - \frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$-f_{ZBH,P}$		
5	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}			$-f_{ZBH,P}$		$\frac{-(1-Y_H)}{Y_H}$
6	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}		$\frac{-(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$-f_{ZBH,P}$		
7	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}		$-f_{ZBH,N}$	$-f_{ZBH,P}$		$\frac{-(1-Y_H)}{Y_H}$
8	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}		$-f_{ZBH,N} - \frac{(1-Y_H)}{2.86 \cdot Y_H}$	$-f_{ZBH,P}$		
9	Decay of heterotrophs			$f_{ZBH,P} - f_{Ep,H} \cdot f_{ZEH,P}$		
10	Hydrolysis of stored COD					
11	Hydrolysis of org N	1				
12	Ammonification	-1				
13	Conversion of complex S_{bsc} to acetate					
14	Autotrophic growth		$\frac{1}{Y_A}$	$-f_{ZBA,P}$		$\frac{-(4.57 - Y_A)}{Y_A}$
15	Autotrophic decay			$f_{ZBA,P} - f_{Ep,A} \cdot f_{ZEA,P}$		

TABLE 1: MODEL MATRIX FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 4)

		PROCESS RATE EQUATIONS, ρ_i
1	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}	$\mu_H \cdot \frac{S_{bsc}}{K_S+S_{bsc}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
2	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{h3}	$\eta_{grow} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{bsc}}{K_S+S_{bsc}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
3	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}	$\mu_H \cdot \frac{S_{bsc}}{K_S+S_{bsc}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
4	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsc} with N_{O3}	$\eta_{grow} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{bsc}}{K_S+S_{bsc}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
5	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}	$\mu_H \cdot \frac{S_{bsa}}{K_S+S_{bsa}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{Hh3}} \cdot Z_{bh}$
6	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{h3}	$\eta_{grow} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{bsa}}{K_S+S_{bsa}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
7	Aerobic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{03}	$\mu_H \cdot \frac{S_{bsa}}{K_S+S_{bsa}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
8	Anoxic growth of heterotrophs on S_{bsa} with N_{O3}	$\eta_{grow} \cdot \mu_H \cdot \frac{S_{bsa}}{K_S+S_{bsa}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot Z_{bh}$
9	Decay of heterotrophs	$b_H \cdot Z_{bh}$
10	Hydrolysis of stored COD	$K_h \cdot Z_{bh} \left[\frac{S_{enm}/Z_{bh}}{K_x+S_{enm}/Z_{bh}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} + \eta_{sol} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \right]$
11	Hydrolysis of org N	$\rho 10 \cdot \frac{X_{ON}}{S_{enm}}$
12	Ammonification	$K_r \cdot N_{OS} \cdot Z_{bh}$
13	Conversion of complex S_{bs} to SCFA	$K_C \cdot S_{bsc} \cdot Z_{bh} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{K_{NO}}{K_{NO}+N_{O3}}$
14	Autotrophic growth	$\mu_A \cdot Z_{ba} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NH}+N_{h3}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}}$
15	Autotrophic decay	$b_A \cdot Z_{ba}$

TABLE 2: DEFINITION OF COMPONENT SYMBOLS IN THE GENERAL MODEL.

COMP.	SYMBOL	DEFINITION	UNITS
1	Z_{bh}	Active non-polyP heterotrophic biomass	g cell COD m^{-3}
2	Z_{ba}	Active autotrophic biomass	g cell COD m^{-3}
3	Z_{bp}	Active polyP heterotrophic biomass	g cell COD m^{-3}
4	Z_e	Endogenous mass	g COD m^{-3}
5	S_{enm}	Enmeshed slowly biodegradable substrate	g COD m^{-3}
6	X_i	Particulate unbiodegradable matter	g COD m^{-3}
7	X_{on}	Particulate biodegradable organic nitrogen	g N m^{-3}
8	S_{phb}	Stored SCFA	g COD m^{-3}
9	P_{polyP}	Stored polyP	g P m^{-3}
10	S_{bsc}	Readily biodegradable "complex" substrate	g COD m^{-3}
11	S_{bsa}	Readily biodegradable SCFA substrate	g COD m^{-3}
12	N_{h3}	Ammonia nitrogen	g N m^{-3}
13	N_{os}	Soluble biodegradable organic nitrogen	g N m^{-3}
14	N_{o3}	Nitrate nitrogen	g N m^{-3}
15	P_s	Soluble phosphate	g P m^{-3}
16	S_{us}	Unbiodegradable soluble substrate	g COD m^{-3}
17	S_o	Oxygen	g (-COD) m^{-3}

also received attention. Wentzel *et al.* (1989a) suggested that this material would be utilized as a substrate source by non-polyP organisms in mixed culture systems. While this is likely, no change was made to the model in this respect because the amount of generation in the mixed culture systems is very small.

The polyP organism component of the general model is presented in matrix format in Table 3 (4 parts) below. Component symbols are defined in Table 2. The values of the stoichiometric, kinetic and switching function parameters used in the case studies presented later are listed in Tables 9, 10 and 11 in the appendix. The values of the kinetic parameters are those for 20°C; no temperature dependency factors are listed here as all the systems referred to in the case studies were operated at 20°C. Space limitations do not allow for a detailed discussion of the model. The reader is referred to the literature cited above and the publications of the University of Cape Town group (principally Wentzel *et al.*, 1989a, 1989b).

TABLE 3: MODEL MATRIX FOR THE POLYP ORGANISM COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 1).

	COMPONENT	1	2	3	4	5	6
	PROCESS	Z_{bh}	Z_{ba}	Z_{bp}	Z_e	S_{enm}	X_i
16	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{h3}			1			
17	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{O3}			1			
18	Process 16 if Sp limited			1			
19	Process 17 if Sp limited			1			
20	Aerobic decay of polyP organisms			-1	$f_{Ep,G}$		
21	PolyP lysis on aerobic death of polyP organisms						
22	S_{phb} lysis on aerobic death of polyP organisms						
23	Anaerobic decay of polyP organisms			- 1	$f_{Ep,G}$		
24	PolyP lysis on anaerobic death						
25	S_{phb} lysis on anaerobic death						
26	Cleavage of polyP for anaerobic maintenance						
27	Sequestration of SCFA by polyP organisms						
28	Anoxic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{H3}			1			

TABLE 3: MODEL MATRIX FOR THE POLYP ORGANISM COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 2).

	COMPONENT	7	8	9	10	11	12
	PROCESS	X_{on}	S_{pbb}	P_{polyP}	S_{bac}	S_{baa}	N_{h3}
16	Aerobic growth of polyP organisms on S_{pbb} with N_{h3}		$\frac{-1}{Y_G}$	$\frac{f_{P,upt1}}{Y_G}$			$-f_{ZBG,N}$
17	Aerobic growth of polyP organisms on S_{pbb} with N_{O3}		$\frac{-1}{Y_G}$	$\frac{f_{P,upt1}}{Y_G}$			
18	Process 16 if Sp limited		$\frac{-1}{Y_G}$	$-f_{ZBG,P}$			$-f_{ZBG,N}$
19	Process 17 if Sp limited		$\frac{-1}{Y_G}$	$-f_{ZBG,P}$			
20	Aerobic decay of polyP organisms						$f_{ZBG,N} - f_{Ep,G} * f_{ZEG,N} - f_{Es,G} * f_{EsG,N}$
21	PolyP lysis on aerobic death of polyP organisms			-1			
22	S_{pbb} lysis on aerobic death of polyP organisms		-1			1	
23	Anaerobic decay of polyP organisms						$f_{ZBG,N} - f_{Ep,G} * f_{ZEG,N} - f_{Es,G} * f_{EsG,N}$
24	PolyP lysis on anaerobic death			-1			
25	S_{pbb} lysis on anaerobic death		-1			1	
26	Cleavage of polyP for anaerobic maintenance			-1			
27	Sequestration of acetate by polyP organisms		1	$-f_{P,rel}$		-1	
28	Anoxic growth of polyP organisms on S_{pbb} with N_{H3}		$\frac{-1}{Y_G}$	$\frac{-f_{P,upt2}}{Y_G}$			$-f_{ZBG,N}$

TABLE 3: MODEL MATRIX FOR THE POLYP ORGANISM COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 3).

	COMPONENT	13	14	15	16	17
	PROCESS	N_{os}	N_{o3}	P_s	S_{us}	S_o
16	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{h3}			$-f_{P,upt1}/Y_G$ $- f_{ZBG,P}$		$\frac{-(1-Y_G)}{Y_G}$
17	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{O3}		$- f_{ZBG,N}$	$-f_{P,upt1}/Y_G$ $- f_{ZBG,P}$		$\frac{-(1-Y_G)}{Y_G}$
18	Process 16 if Sp limited					$\frac{-(1-Y_G)}{Y_G}$
19	Process 17 if Sp limited		$- f_{ZBG,N}$			$\frac{-(1-Y_G)}{Y_G}$
20	Aerobic decay of polyP organisms	$f_{Es,G}*f_{EsG,N}$		$f_{ZBG,P}$ $- f_{Ep,G}*f_{ZEG,P}$	$f_{Es,G}$	$-(1 - f_{Ep,G}$ $- f_{Es,G})$
21	PolyP lysis on aerobic death of polyP organisms			1		
22	S_{phb} lysis on aerobic death of polyP organisms					
23	Anaerobic decay of polyP organisms	$f_{Es,G}*f_{EsG,N}$		$f_{ZBG,P}$ $- f_{Ep,G} * f_{ZBG,P}$	$1 - f_{Ep,G}$	
24	PolyP lysis on anaerobic death			1		
25	S_{phb} lysis on anaerobic death					
26	Cleavage of polyP for anaerobic maintenance			1		
27	Sequestration of acetate by polyP organisms			$f_{P,rel}$		
28	Anoxic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{H3}		$\frac{-(1 - Y_G)}{2.86*Y_G}$	$- f_{P,upt2}/Y_G$ $- f_{ZBG,P}$		

TABLE 3: MODEL MATRIX FOR THE POLYP ORGANISM COMPONENT OF THE GENERAL MODEL (PART 4)

		PROCESS RATE EQUATIONS, ρ_j
16	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{h3}	$\mu_{G1} \cdot \frac{S_{phb}/Z_{bp}}{K_{sG1}+S_{phb}/Z_{bp}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot \frac{P_S}{K_{LP}+P_S} \cdot Z_{bp}$
17	Aerobic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{O3}	$\mu_{G1} \cdot \frac{S_{phb}/Z_{bp}}{K_{sG1}+S_{phb}/Z_{bp}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot \frac{P_S}{K_{LP}+P_S} \cdot Z_{bp}$
18	Process 16 if S_p limited	$\mu_{G2} \cdot \frac{S_{phb}/Z_{bp}}{K_{sG2}+S_{phb}/Z_{bp}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot \frac{K_{LP}}{K_{LP}+P_S} \cdot Z_{bp}$
19	Process 17 if S_p limited	$\mu_{G2} \cdot \frac{S_{phb}/Z_{bp}}{K_{sG2}+S_{phb}/Z_{bp}} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{K_{NA}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot \frac{K_{LP}}{K_{LP}+P_S} \cdot Z_{bp}$
20	Aerobic decay of polyP organisms	$b_G \cdot Z_{bp} \cdot \frac{S_O}{K_{OH}+S_O}$
21	PolyP lysis on aerobic death of polyP organisms	$\rho 20 \cdot \frac{P_{polyP}}{Z_{bp}}$
22	S_{phb} lysis on aerobic death of polyP organisms	$\rho 20 \cdot \frac{S_{phb}}{Z_{bp}}$
23	Anaerobic decay of polyP organisms	$b_G \cdot Z_{bp} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O}$
24	PolyP lysis on anaerobic death	$\rho 23 \cdot \frac{P_{polyP}}{Z_{bp}}$
25	S_{phb} lysis on anaerobic death	$\rho 23 \cdot \frac{S_{phb}}{Z_{bp}}$
26	Cleavage of polyP for anaerobic maintenance	$h_{pp} \cdot Z_{bp} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O}$
27	Sequestration of SCFA by polyP organisms	$K_p \cdot Z_{bp} \cdot \frac{S_{bsa}}{K_{SSEQ}+S_{bsa}} \cdot \frac{P_{polyP}}{K_{XP}+P_{polyP}}$
28	Anoxic growth of polyP organisms on S_{phb} with N_{h3}	$\eta_p \cdot \mu_{G1} \cdot Z_{bp} \cdot \frac{S_{phb}/Z_{bp}}{K_{sG1}+S_{phb}/Z_{bp}} \cdot \frac{K_{OH}}{K_{OH}+S_O} \cdot \frac{N_{O3}}{K_{NO}+N_{O3}} \cdot \frac{N_{h3}}{K_{NA}+N_{h3}} \cdot \frac{P_S}{K_{LP}+P_S}$

APPLICATION OF THE GENERAL ACTIVATED SLUDGE MODEL

The first requirement of the general model is the capacity to predict the appropriate active organism mass structure in a system with respect to the polyP and non-polyP organisms. Typically three "normal" situations are possible:

- In completely aerobic systems the active organism mass should consist of only non-polyP organisms, and should not exhibit excess phosphorus removal. The general model predictions in this case should reduce to those of the modified IAWPRC model.
- In BEPR systems incorporating unaerated zones and with *only SCFA as substrate* the active organism mass should consist of only polyP organisms, and should exhibit excess phosphorus removal. This would correspond to the enhanced culture systems of Wentzel *et al.* (1988, 1989a). The general model predictions in this case should reduce to those of the enhanced culture polyP model. In these systems if the influent TKN/COD ratio is unusually high it might be possible that a small mass of non-polyP organisms is sustained through anoxic growth.
- In BEPR systems with municipal wastewater as influent, and which exhibit phosphorus removal, the active organism mass should reflect the co-existence of both polyP and non-polyP organisms.

Three case studies have been selected which demonstrate the capacity of the general model to reflect the three situations described above. In the following sections the general model predictions are compared to the response observed in laboratory scale activated sludge systems. *It is important to note that in all three simulations the same single set of model parameters has been utilized. In each case improved agreement between observed and predicted results could be obtained by minor adjustment of specific parameters. However, the satisfactory results obtained using the same set of parameters lends support to the overall structure and acceptability of the general model.*

CASE STUDY 1: AEROBIC REACTOR (MUNICIPAL WASTEWATER INFLUENT)

The simplest activated sludge system is a single aerobic reactor with settling tank and sludge recycle. Such a system, shown schematically in Fig. 2, was operated at a sludge age of 2.5 days, sufficient to allow nitrification. The unsettled municipal wastewater influent to the process followed a 24 hour cyclic square wave pattern with feed at a constant rate for 12 hours followed by no feed for 12 hours.

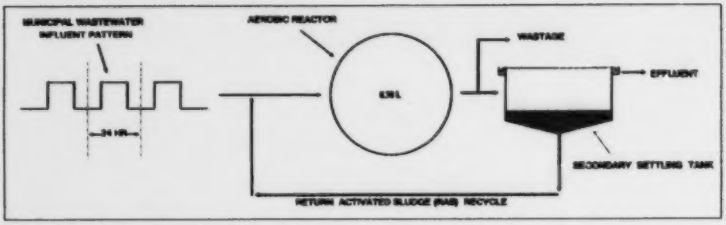


Fig 2: Single aerobic activated sludge reactor subjected to a 24 hour cyclic square wave input of unsettled municipal wastewater. [Sludge age = 2.5 days; Feed volume = 18 L/d].

The general activated sludge model was utilized to simulate the response of the system over a 24 hour cycle. For this case the general model in effect reduces to the IAWPRC model. The model correctly predicts that the active organism mass in such a system is comprised entirely of non-polyP organisms (and a small nitrifier mass), with no polyP organism mass. Figure 3 shows a comparison of the observed and the predicted response for a number of parameters over the 24 hour cycle.

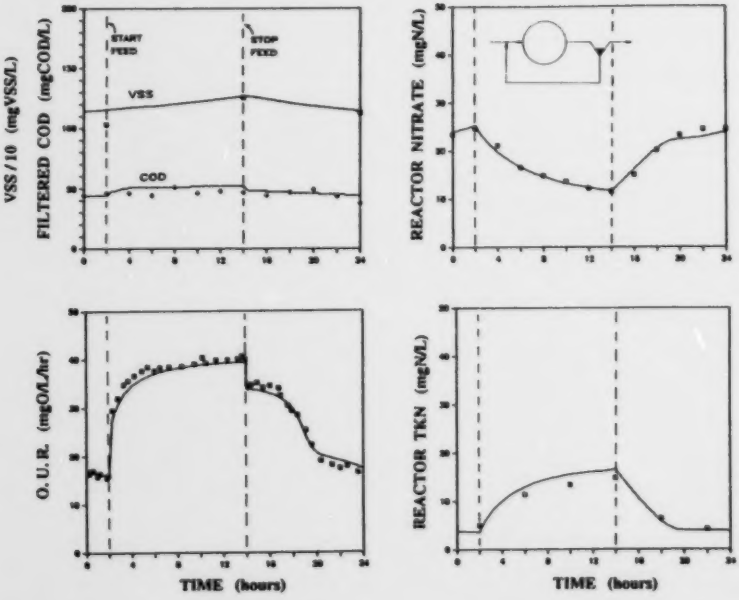


Fig 3: Observed and predicted dynamic response over a 24 hour cycle in the single aerobic reactor system shown in Fig 2.

CASE STUDY 2: UCT PROCESS (ACETATE INFLUENT)

The second case study considers the steady state behaviour of a UCT process BEPR system where the influent wastewater was an acetate solution together with the necessary nutrients. This is one of the systems utilized by Wentzel *et al.* (1988) for the development of an enhanced polyP organism culture. The configuration of the five-reactor system and the arrangement of recycles is shown in Fig. 4. The system was operated at a 10 day sludge age with an influent input at a constant rate.

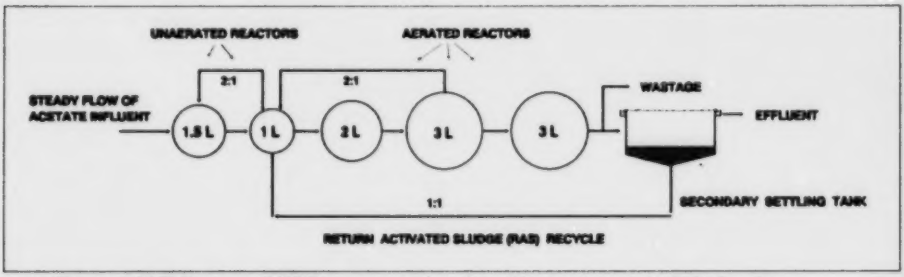


Fig 4: UCT Process BEPR system utilized by Wentzel *et al.* (1988) for the development of an enhanced polyP organism culture. [Sludge age = 10 days; Feed volume = 15 L/d; Influent: acetate + nutrients].

The general activated sludge model predicts that the active organism mass (excluding the nitrifiers) is made up of only polyP organisms. In this respect, the general model in effect reduces to the enhanced culture model for this system. The predicted response of a number of parameters in the system is compared to the observed values in Table 4. The results show that the general model provides a reasonably accurate simulation of the observed behaviour. In addition to simulating the soluble phosphorus profile satisfactorily, the general model also tracks the changes in nitrate concentration.

CASE STUDY 3: UCT PROCESS (MUNICIPAL WASTEWATER INFLUENT)

The most rigorous evaluation of the general activated sludge model corresponds to simulation of the behaviour in a nutrient removal system with municipal wastewater as influent; that is, a mixed culture system where polyP and non-polyP organisms co-exist in balance. The system selected for this test is taken from data of Wentzel *et al.* (1990). The configuration of the UCT process is shown in Fig. 5 and corresponds closely to the system of the second case study but with the difference that the influent was now unsettled municipal wastewater and not an acetate solution.

TABLE 4: COMPARISON OF OBSERVED AND PREDICTED RESPONSE OF SELECTED PARAMETERS IN THE BEPR ENHANCED CULTURE SYSTEM SHOWN IN FIGURE 4.

PARAMETER	VALUE Observed	Predicted
Influent:		
COD (g COD m^{-3})	543	-
TKN (g N m^{-3})	36.0	-
P (g P m^{-3})	63.7	-
Soluble phosphorus (g P m^{-3}):		
Reactor 1	157.5	159.3
Reactor 2	86.3	83.7
Reactor 3	48.2	47.6
Reactor 4	12.7	12.5
Reactor 5	4.8	2.2
Effluent	2.9	2.2
P removal	60.8	61.5
Nitrate (g N m^{-3}):		
Reactor 1	0.5	0.2
Reactor 2	2.9	2.0
Reactor 3	7.1	5.8
Reactor 4	8.0	6.6
Reactor 5	7.0	5.3
Oxygen Utilization rate (g O m^{-3} h^{-1}):		
Reactor 3	39.5	41.1
Reactor 4	17.5	20.3
Reactor 5	9.0	10.1
Effluent:		
COD (g COD m^{-3})	65	64
TKN (g N m^{-3})	2.7	2.9

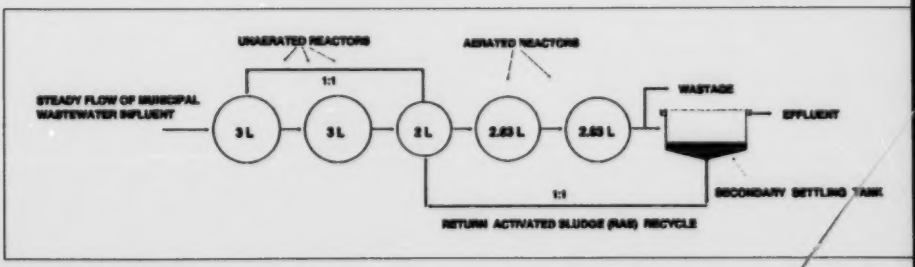


Fig 5: UCT Process BEPR system utilized by Wentzel *et al.* (1990) for the development of a mixed (polyP + non-polyP) organism culture. [Sludge age = 10 days; Feed volume = 15 L/d; Influent: unsettled municipal wastewater].

The predicted system response is compared to the observed data in Table 5. The general model tracks the changes in soluble phosphorus and nitrate through the system and predicts the effluent TKN and COD concentrations with reasonable accuracy. The satisfactory performance of the model, without any changes to the kinetic and stoichiometric parameters, provides a degree of support for the model structure and integrity.

TABLE 5: COMPARISON OF OBSERVED AND PREDICTED RESPONSE OF SELECTED PARAMETERS IN THE BEPR MIXED CULTURE SYSTEM SHOWN IN FIGURE 5.

PARAMETER	VALUE	
	Observed	Predicted
Influent:		
COD ($g\ COD\ m^{-3}$)	506	-
S_{bac} ($g\ COD\ m^{-3}$)	108	-
TKN ($g\ N\ m^{-3}$)	51.0	-
P ($g\ P\ m^{-3}$)	22.6	-
Soluble phosphorus ($g\ P\ m^{-3}$):		
Reactor 1	43.4	44.2
Reactor 2	47.2	51.1
Reactor 3	37.6	37.1
Reactor 4	19.5	21.0
Reactor 5	10.8	10.1
Effluent	10.1	10.1
P removal	12.5	12.7
Nitrate ($g\ N\ m^{-3}$):		
Reactor 1	0.0	0.1
Reactor 2	0.0	0.0
Reactor 3	2.4	2.4
Reactor 4	18.3	17.8
Reactor 5	20.1	18.6
Effluent:		
COD ($g\ COD\ m^{-3}$)	61	56
TKN ($g\ N\ m^{-3}$)	4.7	4.4

CLOSURE

A general activated sludge dynamic model with the capacity for modelling the biological processes of carbonaceous energy removal, nitrification, denitrification and excess phosphorus removal has been presented. The case studies used to demonstrate the model have shown that it provides accurate simulation of a range of activated sludge system configurations incorporating aerated and unaerated reactors. The model correctly simulates the organism mass distribution and

satisfactorily tracks the changes in certain key parameters such as soluble phosphorus and nitrate concentrations. An important feature of the model evaluation conducted here is that a single set of kinetic and stoichiometric model parameters was used for all the simulations, lending support to the integrity of the model.

The satisfactory results of this modelling exercise provide a basis for further model evaluation and refinement. Improvements to the model will no doubt come about as the understanding of the complex interactions occurring within biological nutrient removal systems is expanded. Aspects which require further investigation include:

- The role of polyP organisms in denitrification and any associated phosphorus uptake.
- The fate of "unbiodegradable" COD generated by the endogenous processes of polyP organisms.
- Volatile sludge production and oxygen utilization in mixed culture nutrient removal systems; the proposed general model appears to overpredict these parameters for certain cases.
- Possible COD removal mechanisms in addition to those incorporated in the model at present. Mass balances on COD in experimental mixed culture nutrient removal systems, particularly those operated at short sludge ages, have not accounted for all of the influent COD (e.g. Burke *et al.*, 1986).
- The temperature dependency of the polyP organism kinetic behaviour.

A final comment is worth making regarding the importance of a key aspect which is perhaps not emphasized explicitly in the paper; namely, wastewater characteristics. The composition of the influent wastewater in terms of factors such as the readily biodegradable COD content directly influences the design, performance and operation of activated sludge treatment plants. This is particularly evident in the case of nutrient (nitrogen and phosphorus) removal systems. It is likely that the importance of the measurement (or appropriate estimation) of wastewater characteristics will receive increasing attention through wider application of dynamic models such as the one presented here.

ACKNOWLEDGEMENTS

This study was funded by the Natural Sciences and Engineering Research Council of Canada. The author is grateful for this support.

REFERENCES

Arvin E and Kristensen G H (1985). Exchange of organics, phosphate and cations between sludge and water in biological phosphorus and nitrogen removal processes. *Wat. Sci. Tech.*, **17**, 147-162.

Barnard J L (1973). Biological denitrification. *Water Pollut. Control*, **72**, 705-720.

Barnard J L (1976). A review of biological phosphorus removal in the activated sludge process. *Water SA*, **2**, 136-144.

Brodisch K E U (1985). Interaction of different groups of micro-organisms in biological phosphate removal. *Wat. Sci. Tech.* , **17**, 139-146.

Buchan L (1981). The location and nature of accumulated phosphorus in seven sludges from plants which exhibited enhanced phosphorus removal. *Water SA*, **7**, 1-7.

Burke R, Dold P L and Marais G v R (1986). Biological phosphorus removal in short sludge age activated sludge processes. Research Report W58, Dept. Chem. and Civil Eng., University of Cape Town.

Clayton J A, Ekama G A, Wentzel M C and Marais G v R (1991). Denitrification kinetics in biological nitrogen and phosphorus removal activated sludge systems treating municipal waste waters. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 1025-1035.

Comeau Y, Hall K J, Hancock R E W and Oldham W K (1985). Biochemical model for enhanced biological phosphorus removal. *Proc. UBC Conf. on New Directions and Research in Waste Treatment and Residuals Management*. June, Vancouver, Canada. (Published in *Water Research*, **20**, 1511-1521, 1986).

Comeau Y, Rabinowitz B, Hall K J and Oldham W K (1987). Phosphate release and uptake in enhanced biological phosphorus removal from wastewater. *J Wat Pollut Control Fed*, **59**, 707-715 .

Dold P L (1990). A general activated sludge model incorporating biological excess phosphorus removal. *Proc. C.S.C.E. Annual Conf.* May, Hamilton, Canada.

Dold P L, Ekama G A and Marais G v R (1980). A general model for the activated sludge process. *Prog Water Technol*, **12**, 47-77.

Dold P L and Marais G v R (1986). Evaluation of the general activated sludge model proposed by the IAWPRC task group. *Wat Sci Tech*, **18**, 63-89.

Downing A L, Painter H A and Knowles G (1964). Nitrification in the activated sludge process. *J Proc Inst Sew Purif*, **64**, 130-158.

Gerber A, Mostert E S, Winter C T and de Villiers R H (1986). The effect of acetate and other short-chain carbon compounds on the kinetics of biological nutrient removal. *Water SA*, **12**, 7-12.

Grady C P L (1989). Dynamic modeling of suspended growth biological wastewater treatment processes. In: *Dynamic modeling and expert systems in wastewater engineering* (G G Patry and D Chapman: eds.), Lewis Publishers, Chelsea, Michigan.

Grady C P L, Gujer W, Henze M, Marais G v R and Matsuo T (1986). A model for single-sludge wastewater treatment systems. *Wat. Sci. Tech.*, **21**, 47-61.

Hascoet M C and Florentz M (1985). Influence of nitrates on biological phosphorus removal from wastewater. *Water SA*, **11**, 1-8.

Henze M, Grady C P L, Gujer W, Marais G v R and Matsuo T (1987a). Activated sludge model no. 1. *IAWPRC Scientific and Technical Report No. 1*, IAWPRC, London.

Henze M, Grady C P L, Gujer W, Marais G v R and Matsuo T (1987b). A general model for single sludge wastewater treatment systems. *Water Research*, **21**, 505-515.

Hong S N, Krichten D J, Kisenbauer K S and Sell R L (1982). A biological treatment system for nutrient removal. Presented at the EPA workshop on biological phosphorus removal in municipal wastewater treatment, Annapolis, Md.

Lawrence A W and McCarty P L (1970). Unified basis for biological treatment design and operation. *J San Eng Div, ASCE*, **96**, 757-778.

Lotter L H, Wentzel M C, Loewenthal R E, Ekama G A and Marais G v R (1986). A study of selected characteristics of *Acinetobacter* spp. isolated from activated sludge in anaerobic/anoxic/aerobic and aerobic systems. *Water SA*, **12**, 203-208.

Ludzack F J and Ettinger M B (1962). Controlling operation to minimize activated sludge effluent nitrogen. *J. Water Pollut. Control Fed.*, **34**, 920-931.

Marais G v R and Ekama G A (1976). The activated sludge process: part 1 - steady state behaviour, *Water SA*, **2**, 163-200.

McKinney R E (1962). Mathematics of complete mixing activated sludge. *J San Eng Div, ASCE*, **88**, SA3, Proc Paper 3133, 87-113.

McKinney R E and Ooten R J (1969). Concepts of complete mixing activated sludge. *Trans 19th San Eng Conf*, University of Kansas, 32-59.

Meganck M, Malnou D, Le Flohic P, Faup G M and Rovel J M (1985). The importance of acidogenic microflora in biological phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.* , **17**, 199-212.

Mino T, Arun V, Tsuzuki Y and Matsuo T (1987). Effect of phosphorus accumulation on acetate metabolism in the biological phosphorus removal process. In: *Advances in water pollution control - Biological phosphate removal from wastewaters* (R Ramadori: ed.), Pergamon Press, Oxford.

Siebritz I P, Ekama G A and Marais G v R (1980). Excess biological phosphorus removal in the activated sludge process at warm temperate climates. In: *Waste treatment and utilization - Volume 2* (C W Robinson, M Moo-Young and G J Farquhar: eds), Pergamon Press, Toronto.

Spector M (1977). Production of non-bulking activated sludge. U.S. Patent 4,056,465.

Van Haandel A C, Ekama G A and Marais G v R (1981). The activated sludge process: part 3 - single sludge denitrification. *Water Research*, **15**, 1135-1152.

Wentzel M C, Lotter L H, Loewenthal and Marais G v R (1986). Metabolic behaviour of *Acinetobacter* spp. in enhanced biological phosphorus removal. *Water SA*, **12**, 209-224.

Wentzel M C, Lotter L H, Loewenthal and Marais G v R (1986). Metabolic behaviour of *Acinetobacter* spp. in enhanced biological phosphorus removal. *Water SA*, **12**, 209-224.

Wentzel M C, Dold P L, Ekama G A and Marais G v R (1985). Kinetics of biological phosphorus release. *Wat. Sci. Tech.*, **17**, 57-71.

Wentzel M C, Ekama G A, Loewenthal R E, Dold P L and Marais G v R (1989a). Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part II: Experimental behaviour. *Water SA*, **15**, 71-88.

Wentzel M C, Dold P L, Ekama G A and Marais G v R (1989b). Enhanced polyphosphate organism cultures in activated sludge systems. Part III: Kinetic model. *Water SA*, **15**, 89-102.

Wentzel M C, Ekama G A and Marais G v R (1991). Kinetics of nitrification denitrification biological excess phosphorus removal systems - a review. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 555-565.

Wentzel M C, Lotter L H, Ekama G A, Loewenthal R E and Marais G v R (1991). Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal. *Wat. Sci. Tech.*, **23**, 567-576.

Wuhrmann K (1960). Effects of oxygen tension on biochemical reactions in sewage treatment plants. In: *Advances in biological waste treatment: Proceedings of the 3rd conference on biological waste treatment* (W W Eckenfelder and J McCabe, eds.), Pergamon Press, New York, 27-38.

APPENDIX

TABLE 6: STOICHIOMETRIC PARAMETERS FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
Heterotrophs			
Y_H	Yield	0.666	gcell COD yield (g COD utilized)$^{-1}$
$f_{ZBH,N}$	Nitrogen content of active mass	0.068	g N (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEH,N}$	Nitrogen content of endogenous mass	0.068	g N (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{ZBH,P}$	Phosphorus content of active mass	0.02	g P (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEH,P}$	Phosphorus content of endogenous mass	0.02	g P (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{Ep,H}$	Fraction of active mass remaining as endogenous residue	0.08	g COD endog. mass (g COD active mass)$^{-1}$
$f_{cv,H}$	Ratio COD/VSS	1.48	g COD (g VSS)$^{-1}$

CONTINUED

TABLE 6: (CONTINUED).

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
Autotrophs			
Y_A	Yield	0.15	g cell COD yield (g N utilized)$^{-1}$
$f_{ZBA,N}$	Nitrogen content of active mass	0.068	g N (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEA,N}$	Nitrogen content of endogenous mass	0.068	g N (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{ZBA,P}$	Phosphorus content of active mass	0.02	g N (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEA,P}$	Phosphorus content of endogenous mass	0.02	g N (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{Ep,A}$	Fraction of active mass remaining as endogenous residue	0.08	g COD endog. mass (g COD active mass)$^{-1}$
$f_{cv,A}$	Ratio COD/VSS	1.48	g COD (g VSS)$^{-1}$

TABLE 7: KINETIC PARAMETERS FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
Heterotrophs			
μ_H	Maximum specific growth rate	3.2	d^{-1}
$K_{s,H}$	Half saturation coefficient for growth	5.0	g COD m^{-3}
b_H	Organism decay rate	0.62	d^{-1}
η_{sol}	Anoxic solubilization factor	0.37	-
η_{grow}	Anoxic growth factor	1.00	-
K_h	Maximum specific hydrolysis rate	2.81	d^{-1}
K_x	Half saturation coefficient for hydrolysis	0.15	g COD (g COD)$^{-1}$
K_r	Ammonification rate	0.016	m^3 (g COD . d)$^{-1}$
Autotrophs			
μ_A	Maximum specific growth rate	0.75	d^{-1}
K_{NH}	Half saturation coefficient for growth	1.0	g COD m^{-3}
b_A	Organism decay rate	0.04	d^{-1}

TABLE 8: SWITCHING FUNCTION PARAMETERS FOR THE IAWPRC COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
K_{OH}	Aerobic/anoxic growth	0.002	g O m^{-3}
K_{NA}	Ammonia limit	0.05	g N m^{-3}
K_{NO}	Nitrate limit	1.0	g N m^{-3}

TABLE 9: STOICHIOMETRIC PARAMETERS FOR THE POLYP COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
Y_G	Yield	0.666	gcell COD yield (g COD utilized)$^{-1}$
$f_{P,upt1}$	P uptake/ COD utilized in aerobic growth	1.00	g P (g stored COD)$^{-1}$
$f_{P,upt2}$	P uptake/ COD utilized in anoxic growth	0.20	g P (g stored COD)$^{-1}$
$f_{ZBG,N}$	Nitrogen content of active mass	0.07	g N (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEG,N}$	Nitrogen content of endogenous mass	0.07	g N (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{EsG,N}$	Nitrogen content of soluble unbio. COD	0.07	g N (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{ZBG,P}$	Phosphorus content of active mass (not polyP)	0.02	g P (g COD)$^{-1}$ in active organisms
$f_{ZEG,P}$	Phosphorus content of endogenous mass	0.02	g P (g COD)$^{-1}$ in endogenous residue
$f_{Ep,G}$	Fraction of active mass remaining as particulate unbio. endogenous residue	0.25	g COD endog. mass (g COD active mass)$^{-1}$
$f_{Es,G}$	Fraction of active mass remaining as soluble unbio. residue	0.20	g COD (g COD active mass)$^{-1}$
$f_{P,rel}$	P release/SCFA COD uptake for sequestration	0.48	g P (g SCFA COD)$^{-1}$
$f_{cv,G}$	Ratio COD/VSS	1.42	g COD (g VSS)$^{-1}$

TABLE 10: KINETIC PARAMETERS FOR THE POLYP COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
μ_{G1}	Maximum specific growth rate (no P limit)	1.0	d^{-1}
μ_{G2}	Maximum specific growth rate (P limit)	0.42	d^{-1}
K_{sG1}	Half saturation coefficient (no P limit)	0.18	g COD m^{-3}
K_{sG2}	Half saturation coefficient (P limit)	0.18	g COD m^{-3}
b_G	Organism endogenous mass loss rate	0.04	d^{-1}
b_{PP}	PolyP cleavage rate for anaerobic "maintenance" energy generation	0.03	d^{-1}
K_p	Specific rate of SCFA sequestration	6.00	g COD (g COD active mass . $d)^{-1}$
K_c	Specific rate for conversion of "complex" readily biodegradable COD to SCFA	0.04	g COD (g COD active mass . $d)^{-1}$

TABLE 11: SWITCHING FUNCTION PARAMETERS FOR THE POLYP COMPONENT OF THE GENERAL MODEL.

SYMBOL	DESCRIPTION	VALUE	UNITS
K_{LP}	Soluble phosphorus limit	1.0	g P m^{-3}
K_{XP}	PolyP limit	1.0	g P m^{-3}
K_{SSBQ}	SCFA limit	1.0	g COD m^{-3}

ETUDE DE TRAITABILITE MENEE A DRUMMONDVILLE : RESULTATS ET PERSPECTIVES OFFERTS PAR LA BIOFILTRATION (PROCEDE BIOFOR)

par

GRULOIS P. et PROVENCHER L.
Zénon Environnement Montréal. Québec.

I. INTRODUCTION

La ville de Drummondville envisage de traiter ses eaux résiduaires. La qualité particulière des eaux du Québec, due à d'importants phénomènes de dilution, à quoi s'ajoutent une proportion non négligeable (35 %) de rejets industriels dans cette municipalité, nous a conduit à mener une étude de traitabilité afin d'évaluer les performances du procédé de filtration biologique en lit immergé à co-courant ascendant air-eau : le BIOFOR (procédé Degrémont); le pilote a fonctionné de novembre 1989 à mai 1990.

Nous analyserons plus particulièrement les résultats obtenus durant la phase de fonctionnement sous une charge hydraulique de 4 $m^3/m^2/h$.

Nous nous intéresserons également au cas des métaux : nous suivrons leur évolution au cours du traitement et tenterons d'évaluer leur impact sur la bonne marche du réacteur.

II. DESCRIPTION DE LA STATION PILOTE

L'installation était composée de deux réservoirs de stockage de 20 m^3, d'un décanteur et du BIOFOR.
La figure 1 schématise le pilote dans sa globalité.

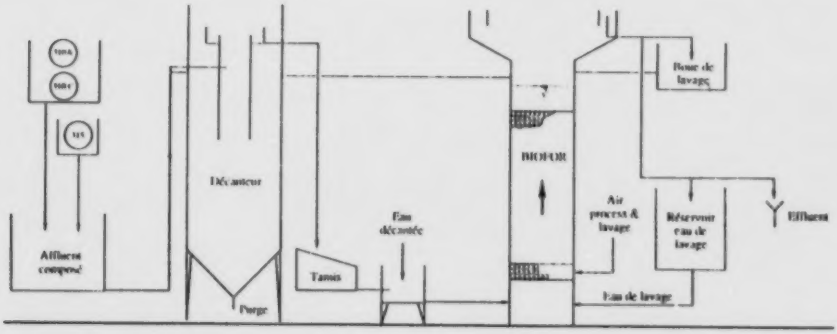


FIGURE 1 : SCHEMA DE L'INSTALLATION PILOTE.

II.1. Constitution de l'eau brute

Les eaux résiduaires sont actuellement rejetées directement dans la rivière Saint-François qui traverse la ville. Pour constituer un affluent représentatif, il a été nécessaire de prélever des rejets en trois points :

- point 310 A : 65 %; eau à fort caractère domestique
- point 310 C : 27 %; eau à caractère industriel textile
- point 315 : 8 %; eau à caractère industriel divers.

Les prélèvements ont été réalisés régulièrement sur 24 heures. Le mélange était stocké dans une bâche avant d'être envoyé sur la station pilote.

Les principales caractéristiques de l'affluent composé sont les suivantes :

TABLEAU 1 : CARACTERISTIQUES DE L'AFFLUENT COMPOSE.

Paramètres	Affluent (mg/l)
DCOt	262
DBO_5	84.4
MES	136.5
MVES	97.4
Pt	2.2

Remarques : il convient d'emblée de faire quelques remarques sur la qualité de l'affluent composé :

- Nous avons pu constater l'important effet de dilution des eaux de cette municipalité. Cet état n'est pas particulier à notre cas, mais il confirme, si besoin était, cette caractéristique des eaux du Québec.
- Le rapport DCO/DBO_5 se situe aux alentours de 3. Cette valeur, si elle n'exclut pas les possibilités d'un traitement biologique, nécessite cependant la présence d'une flore adaptée au type d'eau considéré.
- Le pH de l'affluent composé s'est toujours situé aux environs de 7. Nous avons noté quelques divergences par rapport à cette valeur aux points 310 C et 315, mais le pH résultant a toujours oscillé autour de 7.
- La température de l'eau durant ces essais était comprise entre 8 et 14°C. La proportion importante de rejets textiles, dont la température pouvait s'élever jusqu'à 22°C, peut expliquer ces valeurs élevées.

II.2. L'installation pilote

II.2.1. Le décanteur primaire

L'affluent composé était pompé et envoyé vers le décanteur primaire. Ce dernier avait un volume de 2.4 m^3 et un diamètre de 1 m (section de 0.8 m^2).

Une purge automatique était réalisée toutes les deux heures. Le volume de boues extrait à chaque purge était de 20 litres.

Un bassin de floculation de 200 litres a été prévu avant l'entrée dans le décanteur; nous avons mené la majeure partie des essais sans traitement physico-chimique, en contournant ce bassin.

Suite à l'étape de décantation, l'eau passait sur un tamis d'une maille de 1 mm, avant l'étape de biofiltration.

II.2.2. Le BIOFOR

Le BIOFOR est un procédé mis au point par Degrémont. La figure 2 expose son principe de fonctionnement.

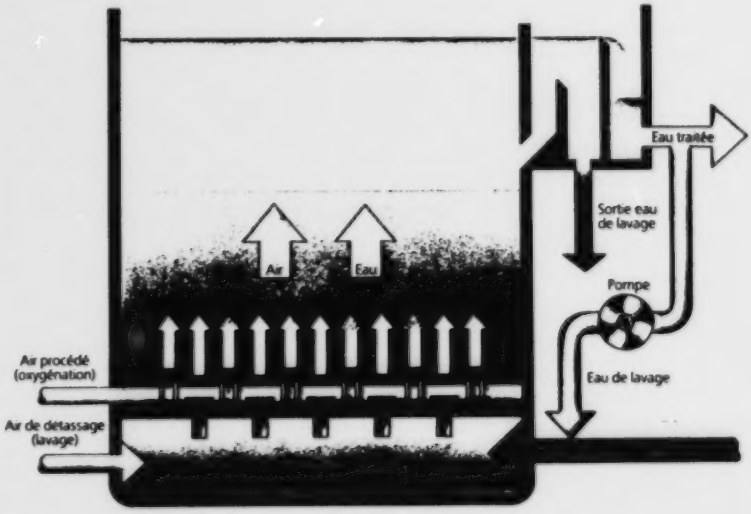


FIGURE 2 : LE BIOFOR. BIO ... COMME BIOLOGIQUE
F ... COMME AGISSANT COMME FILTRE
O ... COMME OXYDÉ
R ... COMME RÉACTEUR BIOLOGIQUE.

Nous avons travaillé sur un biofiltre d'une section de 0.2 m^2 (diamètre 0.5 m). Il était rempli de 3 m de matériau : 2.8 m de Biolite et 0.2 m de gravier (10 cm de cailloux 18.5/25 et 10 cm de gravier 9/18).

Nous avons utilisé de la Biolite N, de taille effective 2.7 mm et d'une densité réelle de 1400 kg/m^3. L'indice des vides a été estimé à 50 %.

Le BIOFOR combine donc une filtration et un traitement biologique. L'encrassement homogène du filtre autorise une grande vitesse de transit.

La charge hydraulique, mesurée en m^3/m^2/h (plus simplement appelée vitesse de traitement, m/h) se situe entre 2 et 10 m^3/m^2/h en fonction de la qualité de l'eau brute, du temps de contact, de la température, de la rétention recherchée des MES et des exigences imposées. Nous avons pu déterminer une charge optimale à 4 m^3/m^2/h dans le cas des eaux de Drummondville.

L'aération doit être réalisée à raison de 4 à 15 Nm^3/m^2 de surface de filtre et par heure.

En considérant un rendement de transfert d'oxygène de 20 à 25 %, la capacité d'oxygénation peut varier, selon la quantité d'air injecté, de 0.3 à 1.1 kg O_2/m^2 de filtre et par heure (CARRAND et al., 1989). Nous avons travaillé à un débit d'air de 10 m^3/m^2 de surface filtrante durant ces essais. Ce paramètre sera optimisé lors d'essais ultérieurs à 6 m^3/m^2 de surface filtrante.

Il est nécessaire de procéder régulièrement à des lavages du filtre compte tenu de l'encrassement. Nous avons, dans notre cas, fixé la durée de cycle à 48 heures compte tenu des caractéristiques de l'eau.

En ce qui concerne la procédure de lavage, nous nous sommes, durant ces essais, conformés aux prescriptions de Degrémont qui avait défini cette opération au cours d'essais préalables :

1 - Arrêt de l'alimentation en eau
2 - Baisse du niveau d'eau par le plancher. Vidange de l'espace sous plancher.
3 - Détassage à l'air. V_{air} = 70 m/h durant 3 mn.
4 - Lavage du filtre. V_{air} = 70 m/h, V_{eau} = 20 m/h durant 10 mn.
5 - Rinçage du filtre. Arrêt de l'air. V_{eau} = 20 m/h durant 12 mn.
6 - Remise en oeuvre de l'alimentation.

Sur la station pilote, il était possible de récupérer 4 m^3 d'eau en vue de l'opération de lavage; de même, les boues de lavage pouvaient être stockées avant d'être recirculées en tête de station.

III. PRESENTATION DES ESSAIS

Les sept mois d'essais se sont scindés en différentes phases, chacune ayant pour but de mettre en évidence les possibilités réelles du BIOFOR dans les conditions locales.

Le choix de la période hivernale pour ces essais peut s'expliquer par la volonté de tester l'installation dans des conditions de températures froides.

Nous allons dans un premier temps étudier le fonctionnement du biofiltre sous une charge hydraulique de 4 m^3/m^2/h. Ces essais se sont déroulés durant le mois de janvier 1990; le filtre a fonctionné en continu pendant 28 jours.

Du fait de la proportion importante de rejets industriels, nous nous avons procédé à des analyses sur les métaux lourds. Les teneurs relevées étant loins d'être négligeables, nous nous sommes intéressés à l'impact éventuel de ces composés

Les niveaux de rejets exigés par le MENVIQ (Ministère de l'Environnement du Québec) figurent dans le tableau 2.

TABLEAU 2 : NORMES DE REJET FIXÉES PAR LE MENVIQ.

Paramètres	Valeurs maximales
DBO_5	20 mg O_2/L
MES	20 mg/L
Phosphore total	1 mg P/L

IV. ETUDE DU FONCTIONNEMENT SOUS UNE CHARGE HYDRAULIQUE DE 4 $m^3/m^2/h$.

IV.1. Résultats

Les figures 3, 4 et 5 donnent l'évolution de la DCOt, de la DBO_5 et des MES aux différents stades de traitement durant les essais. Sur la figure 5 sont précisées les conditions expérimentales que nous avons respectées au cours de cette période.

Les performances d'épuration sont appréciées par le calcul de rendements. Ceux-ci sont définis de la manière suivante :

- R1 = rendement du décanteur
  = (valeur Affluent - valeur Eau décantée)/(valeur Affluent)

- R2 = rendement du BIOFOR
  = (valeur Eau décantée - valeur Effluent)/(valeur Eau déc.)

- R3 = rendement du BIOFOR par rapport à l'affluent
  = (valeur Eau décantée - valeur Effluent)/(valeur Affluent)

- R4 = rendement d'élimination total
  = (valeur Affluent - valeur Effluent)/(valeur Affluent)

Nous pouvons remarquer que R4 = R1 + R3, ce qui nous permet d'évaluer le degré d'intervention du décanteur et du BIOFOR dans l'élimination totale.

Dans le tableau 3 figurent les résultats moyens obtenus durant le mois de janvier.

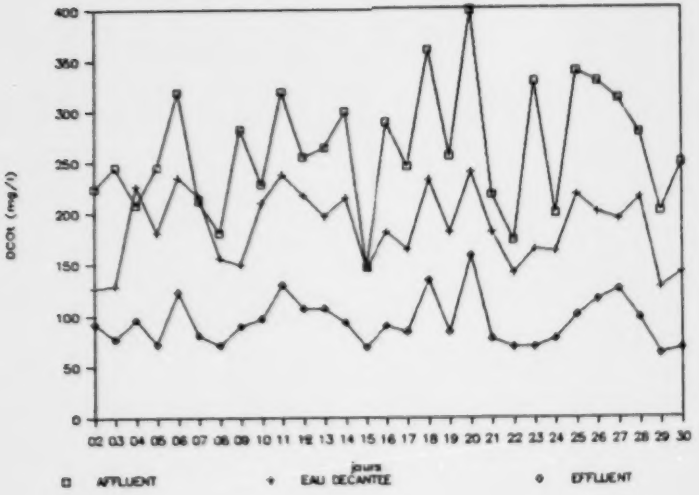


FIGURE 3 : EVOLUTION DE LA DCOt AU COURS DU TRAITEMENT.

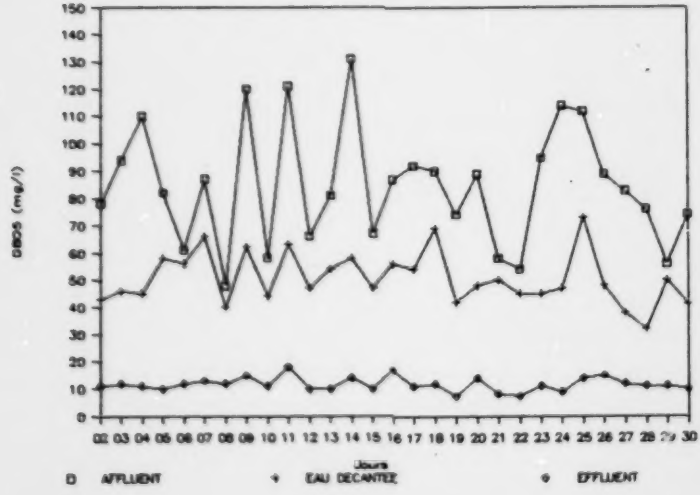
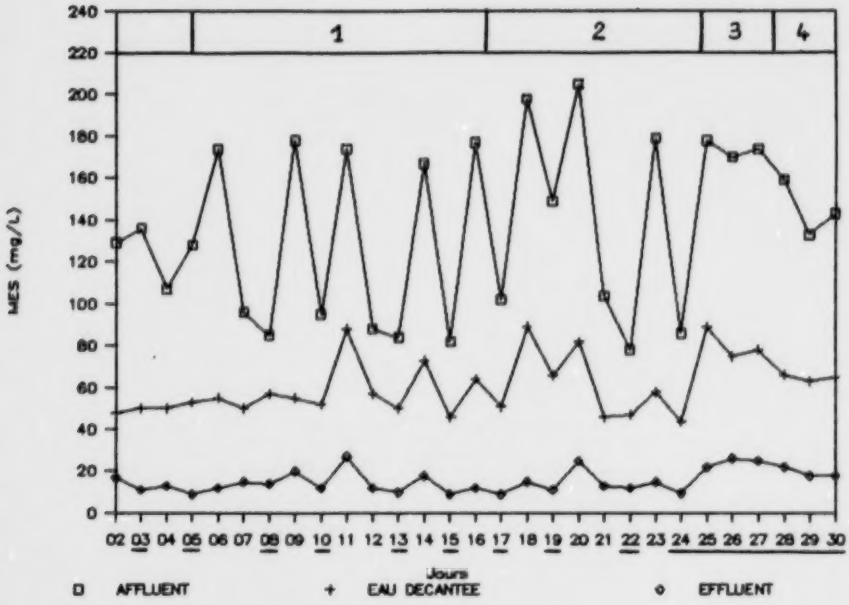


FIGURE 4 : EVOLUTION DE LA DBO_5 AU COURS DU TRAITEMENT.



x : indique les jours de lavage.

FIGURE 5 : EVOLUTION DES MES AU COURS DU TRAITEMENT.

1 - A partir du 5 janvier, mise en route de la recirculation des boues de lavage. Charge hydraulique constante de 4 $m^3/m^2/h$, avec baisse du débit de l'affluent composé durant la recirculation (600 l/h pour l'affluent et 200 l/h pour les eaux de lavage).
La recirculation a lieu immédiatement après le lavage.

2 - Charge hydraulique de 4 $m^3/m^2/h$, avec passage à 5 $m^3/m^2/h$ durant la recirculation des boues de lavage. L'opération de recirculation se prolonge sur 8 heures.

3 - Lavage quotidien du biofiltre. Recirculation des boues immédiatement après le lavage. V_{eau} = 5 $m^3/m^2/h$ sur le BIOFOR durant cette opération.

4 - Lavage quotidien du biofiltre. Attente de la retombée de la "queue" de lavage (4 heures) avant de mettre en route la recirculation des eaux de lavage. V_{eau} = 5 $m^3/m^2/h$ sur le BIOFOR durant cette opération.

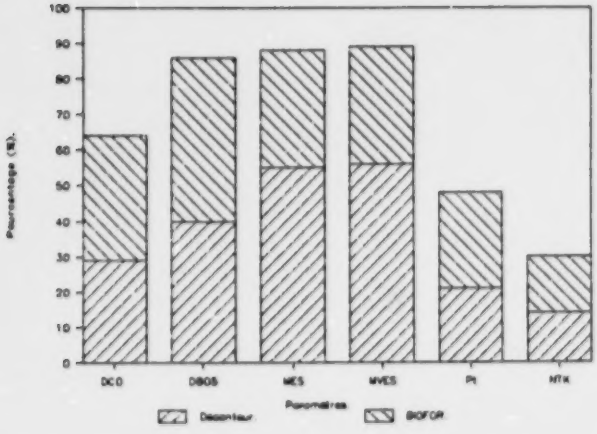


FIGURE 6 : INTERVENTIONS RESPECTIVES DU DÉCANTEUR ET DU BIOFOR DANS L'ÉLIMINATION TOTALE.

Il est préférable d'attendre environ 4 heures suite à un lavage avant de procéder à la recirculation des boues; ceci permet la retombée de la "queue" de lavage (cf figure 7). Ce phénomène est exacerbé dans notre cas du fait de la configuration même du pilote. Le rapport entre le volume d'eau au-dessus du matériau filtrant et le volume de matériau filtrant est dans notre cas de 1.25; il serait de 0.3 sur une installation industrielle.

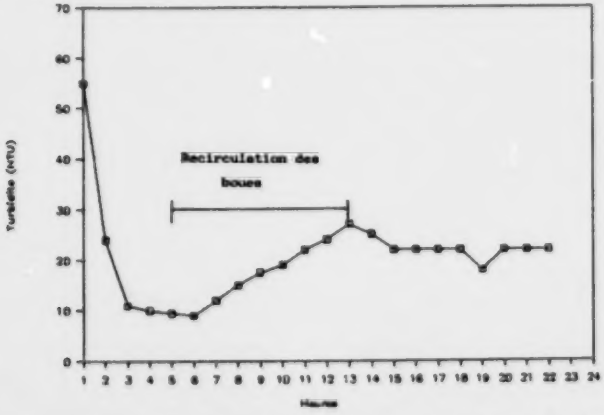


FIGURE 7 : EVOLUTION DE LA TURBIDITÉ SUR 24 HEURES SUITE À UN LAVAGE. RECIRCULATION DÉMARRÉE APRÈS 4 HEURES D'ATTENTE.

TABLEAU 3 : RÉSULTATS OBTENUS A 4 $m^3/m^2/h$.

Paramètres	Affluent	Eau déc. (mg/l)	Effluent	Rendements (%) R1	R2	R3	R4
DCOt	262	185.6	93.5	29	50	35	64
DCOs	87.5	91.5	67.8	-	-	-	23
DBO_5	84.4	50.6	11.7	40	77	46	86
DBO_5s	14.6	16.1	5.6	-	-	-	62
MES	136.5	61	15.6	55	74	33	89
MVES	97.4	43.2	11.2	56	74	33	89
NTK	18	15.5	12.7	14	18	16	29
Pt	2.2	1.7	1.15	21	34	27	48

L'état d'encrassement du filtre est évalué par la lecture de pertes de charge. Ces dernières sont mesurées grâce à des piquages réalisés dans la colonne de biofiltration et exprimées en centimètre de colonne d'eau (cm CE).

Après 48 heures de fonctionnement, la perte de charge entre le plancher et le niveau supérieur du lit filtrant est de 45 cm CE, soit 15 cm CE/m de hauteur de matériau filtrant.

A Drummondville, une valeur de 35 cm CE/m de hauteur de Biolite a été atteinte au cours des essais de saturation du filtre.

Cette valeur nous place loin de l'état de saturation pour lequel GARRAND at al., 1989 indiquent une perte de charge de 50 cm CE/m de hauteur de matériau filtrant.

Le calcul de la charge fixée est réalisé de deux manières :

- en se basant sur la concentration en MES des eaux de lavage du biofiltre. Un bilan est réalisé en multipliant cette valeur par le volume d'eau sale.
- en se référant à une formule empirique établie par Degrémont :

$$\text{Quantité de MS} = (0.78 \times MES_{fixée}) + (0.54 \times DCO_{fixée})$$

L'écart entre les résultats trouvés par ces deux méthodes est inférieur à 10 %, ce qui prouve la bonne précision de cette formule.

IV.2. Discussion

La recirculation des boues de lavage induit une hausse des paramètres d'entrée non négligeable. Ceci est mis en évidence sur les figures 3, 4 et 5. La bonne décantabilité des boues génère cependant un pourcentage d'élimination correct au cours de l'étape de décantation primaire.

Il est en effet possible de constater une bonne répartition de l'élimination entre le décanteur et le BIOPOR, ce dernier s'attaquant préférentiellement à la pollution soluble et aux matières en suspension de faibles dimensions (cf figure 6).

Les charges fixées durant ces essais sont reportées dans le tableau 4 :

TABLEAU 4 : CHARGES FIXEES DURANT LES ESSAIS.

Paramètres	Valeurs Drummondville kg/m³.j	Valeurs J.PARTOS et Al.,1983
DCOt	2.94	6
MES	1.45	3.2
DBO_5	1.24	2.3

De plus, avec une charge fixée par cycle de 2.65 kg MS/m³ de matériau filtrant, le filtre dispose d'une marge de sécurité avant la saturation. CARRAND et Al.(1), 1989, mentionnent une capacité maximale de rétention de 4 à 7 kg MS/m³ de Biolite, selon la granulométrie; nous sommes dans notre cas arrivés à 5.5 kg MS/m³ de Biolite lors des essais de saturation du biofiltre.

La qualité de l'effluent fluctue peu pour les paramètres DB05 et MES. Pour la DCO, en revanche, il convient de remarquer, en sortie, les variations à l'effluent reproduites par rapport à celles de l'affluent. Ceci peut s'expliquer par l'impact des rejets industriels; il est possible que ceux-ci et les rejets textiles notamment (chargés en colorants, ...) génèrent une pollution soluble qui n'a pas le temps d'être dégradée biologiquement.

Il ne faut de plus pas oublier que le temps de séjour hydraulique dans les procédés à cultures fixées est très court et qu'il en découle un faible pouvoir d'écrêtage en cas d'arrivée brutale d'une forte concentration en pollution. Ce phénomène a été observé antérieurement par CARRAND et Al.(2), 1989.

Procéder à un lavage quotidien conduit à une sous-exploitation du filtre; la charge fixée est alors de l'ordre de 1.7 kg MS/m³ de Biolite. Dans ce cas, les effets combinés de la "queue" de lavage et de la recirculation des boues conduisent à des valeurs plus élevées en MES à l'effluent.

En respectant la procédure décrite précédemment, les eaux de lavage représentent un volume de 7.5 m³/m² de filtre et sont à des concentrations de l'ordre de 1000 mg/l en MES.

Une hauteur de 3 m de matériau semble justifiée. Il a été possible de réaliser, grâce aux piquages dans la colonne de filtration, des profils d'abattements de la pollution. La figure 8 résulte d'un prélèvement représentatif exécuté le 13.01.1990.

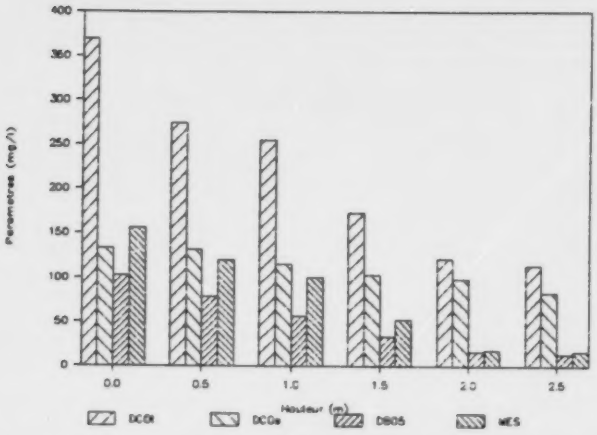


FIGURE 8 : PROFIL DE MESURES RÉALISÉES SUR LE BIOFOR LE 13.01.1990.

La traitabilité des eaux étant prouvée, il a été jugé utile de préciser les conditions dans lesquelles s'effectuent les opérations. Les métaux ont particulièrement retenu notre attention.

V. SUIVI DES METAUX AU COURS DU TRAITEMENT

La proportion importante des rejets industriels générait un type d'eau bien particulier. Grâce à l'effet tampon des rejets domestiques, les fluctuations de pH sont restées limitées.

Actuellement, un traitement de neutralisation est assuré à la sortie des usines textiles, ce qui a entraîné pour le pH des valeurs oscillant entre 6.7 et 7.4 pour le mois de janvier. Ces valeurs sont compatibles avec un traitement biologique.

Selon la littérature (RAYNEAU, 1988), les effluents des industries textiles sont suceptibles d'être épurés par voie biologique mais peuvent contenir des substances toxiques qui inhibent plus ou moins l'action des microorganismes. Dans notre cas, s'ajoutent des rejets industriels d'origines plus diverses, contenant notamment des métaux.

Après avoir montré que la biofiltration (procédé BIOFOR) constitue une solution intéressante pour le traitement des rejets mixtes de Drummondville, nous allons nous attarder un peu sur l'effet des métaux.

V.1. Bilan réalisé sur les boues de la station pilote

Plusieurs étapes de concentration ont pu être mises en évidence au cours du traitement :

- Une première lors du passage de l'affluent dans le décanteur
- Une seconde lors du passage dans le BIOFOR
- La troisième lors de la recirculation des boues de lavage en tête de station.

La figure 9 donne une représentation schématique du bilan des MES sur la station; ceci illustre ces phénomènes de concentration.

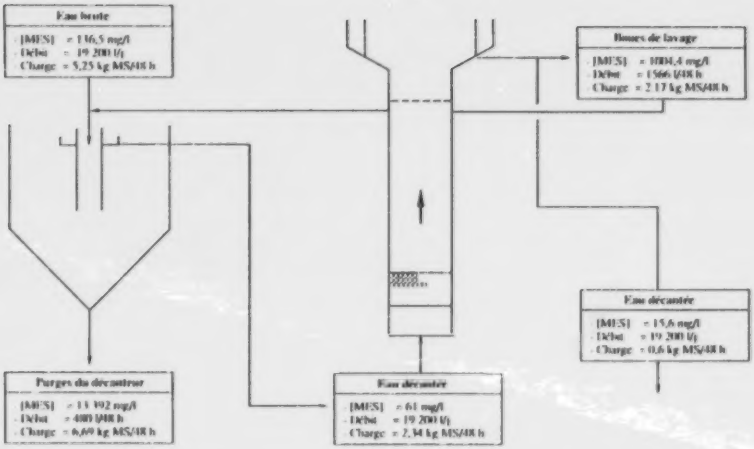


FIGURE 9 : REPRÉSENTATION SCHÉMATIQUE DU BILAN DES BOUES.

V.2. Mise en évidence des métaux

Le tableau 5 regroupe les valeurs moyennes relevées en différents points de la station.

TABLEAU 5 : VALEURS DES CONCENTRATIONS (ug/l) EN MÉTAUX LOURDS RELEVÉES EN DIFFÉRENTS POINTS DE LA STATION DURANT LES ESSAIS ET SEUILS SUPPORTABLES SANS DOMMAGE PAR UNE FLORE BACTÉRIENNE EN BOUES ACTIVÉES.

Métaux	Affluent	Boues	Purges lavage	Ajouts* cont.	brut.
Cadmium	5.81	16	33	1000	10000
Cobalt	<5.1	13.3	115	>1000	-
Chrome	43	274	1220	2000	2000
Cuivre	149	639	3500	1000	1500
Manganèse	187	423	1980	1000	-
Molybdène	<6.3	6.8	41.5	-	-
Nickel	46.8	53.1	318	1000	5000
Plomb	675	12.4	48.9	1000	-
Zinc	173	586	3190	5000	25000

* : ces valeurs indiquent les concentrations que peut supporter une boue activée avant de subir des dommages, dans deux cas :
- une injection continue
- une injection accidentelle.(Env. Protect. Agency, 1977).

Une étude plus approfondie des boues du décanteur primaire menée durant la phase IV des essais a permis de mieux les caractériser.
La siccité limite est de l'ordre de 30 à 35 % sur la boue fraiche et peut aller jusqu'à 50 à 65 % en ajoutant un polymère. Le temps de succion capilaire (T.S.C.) varie, selon le polymère et sa concentration de 3 à 14 secondes. Il est de 60 secondes pour la boue fraiche.

Le tableau 6 rassemble les résultats de mesure sur un prélèvement du 18.05.1990, sur lequel les concentrations en métaux ont été déterminées.

TABLEAU 6 : VALEURS DES CONCENTRATIONS EN MÉTAUX DANS LES BOUES FRAÎCHES, LE GÂTEAU DE FILTRATION (SICCITÉ 34.3 %) ET LE LIXIVIAT DU GÂTEAU.

Paramètres	Boues fraîches	Gâteau de filtration	Lixiviat
DCOt (mg/l)	33200		
MES (mg/l)	25300		
MVES (mg/l)	17500		
	Métaux (mg/kg boues sèches)		
Arsenic	<0.01	4.1	<0.01
Bore	179	217	0.17
Cadmium	0.1	3.07	0.045
Chrome tot.	2.99	132	0.2
Cobalt	0.11	8	0.11
Cuivre	13.48	616	1.39
Manganèse	10.96	419	10.08
Mercure	0.013	0.48	0.0006
Molybdène	0.079	4.73	0.015
Nickel	0.595	26	0.335
Plomb	32.3	1490	0.5
Sélénium	<0.005	<1	<0.005
Zinc	26.25	1150	5.16

Nous pouvons dès lors remarquer que tous les métaux n'ont pas la même propention à retourner en solution.

V.3. Discussion

Les métaux sont présents dans l'affluent à des concentrations qui ne sont pas inhibitrices de l'activité biologique.
Ces concentrations ne sont pas trop importantes comparées aux valeurs annoncées par PATTERSON et Al., 1984, résultant d'une étude menée sur 239 stations d'épuration urbaines en distinguant éventuellement la moyenne de toutes les stations et celles des stations admettant moins de 4 % d'effluents industriels (cf tableau 7).

TABLEAU 7 : CONCENTRATIONS EN MÉTAUX DANS L'AFFLUENT SUR 239 INSTALLATIONS DE TRAITEMENT ET CONCENTRATIONS MAXIMALES ADMISSIBLES DANS UN EFFLUENT BRUT EN VUE D'UNE VALORISATION AGRICOLE DES BOUES.

Métal	Conc.maximale en vue de la valorisation des boues	Conc. moyenne trouvée sur :		
		239 stat. urbaines	stat. moins 4% indus.	stat. plus 4% indus.
Arsenic	40			
Cadmium	17	-	320	303
Chrome	367	400	75	476
Cuivre	1030	420	151	489
Mercure	7	1 à 9	-	-
Molybdène	19			
Nickel	480	230	85	319
Plomb	3440	120	74	161
Sélénium	19			
Zinc	2200	520	417	640

Compte tenu du phénomène de concentration dans le BIOFOR, il est important de signaler une agmentation non négligeable des concentrations en métaux durant la phase de recirculation des boues de lavage (jusqu'à 740 ug/l de plomb dans l'eau décantée). Toutefois, nous avons ici un effet ponctuel qui n'a jamais affecté le fonctionnement du BIOFOR; le tableau 5 mentionne par ailleurs que la biomasse est capable de supporter une telle hausse.

Les concentrations en métaux dans le gâteau laissent penser qu'il ne sera pas possible de valoriser les boues pour l'agriculture. La teneur en plomb risque d'être un obstacle à un épandage; les valeurs normalisées, française et européenne, sont respectivement de 800 mg/kg et 1200 mg/kg.

Il n'y a pas de valeurs préoccupantes concernant les autres composés.

VI. CONCLUSION

Les essais menés sur la station pilote de Drummondville ont permis de constater qu'il était envisageable de traiter les rejets de cette municipalité par le procédé de biofiltration en lit immergé à co-courant ascendant air-eau : le BIOFOR.

A l'issu de 4 semaines d'essai en continu, il s'avère que les conditions suivantes sont les plus favorables :

- cycle de 48 heures
- charge hydraulique de 4 $m^3/m^2/h$; aération à 6 m/h
- hauteur de matériau de 3 m
- recirculation des boues de lavage sur 8 heures.

Ce procédé semble particulièrement adapté aux caractéristiques des eaux du Québec qui rendent délicate la mise en oeuvre de procédé d'épuration biologique conventionnel. Les performances sont d'autant plus remarquables que les effluents de cette municipalité contiennent 35 % de rejets industriels et une quantité non négligeable de métaux lourds.

Nous avons pu mettre en évidence deux étape d'élimination de ces composés : une lors de la décantation primaire et l'autre lors du passage sur le biofiltre. Les concentrations sont alors élevées dans les boues de lavage mais ne génèrent pas d'inhibition suite à la recirculation : l'excellente décantabilité des boues permet une bonne élimination dans le décanteur.

Les boues primaires, à cause de la présence des métaux lourds et surtout d'une concentration élevée en plomb ne pourront être valorisées pour l'agriculture.

Il convient enfin de mentionner la remarquable stabilité du procédé ainsi que sa commodité d'exploitation.

REMERCIEMENTS

Nous tenons à remercier le MENVIQ, la S.Q.A.E, la ville de Drummondville, le groupe HBA et la société Degrémont qui ont tout mis en oeuvre afin que cette étude se déroule dans les meilleures conditions.

BIBLIOGRAPHIE

. "Aerobic biological wastewater treatment facilities". Environmental Protection Agency. Municipal operations branch. Office of water program operations. Washington. DC 20 460. Mars 1977.

. (1) G. CARRAND, B. CAPON, A. RASCONI, R. BRENNER. "Elimination des pollutions carbonées et azotées par un procédé à cultures fixées en deux étages". Nice, A.G.H.T.M., 4-7 avril 1989.

. (2) G. CARRAND, W. FASNACHT, A. STROHMEIR. "La filtration biologique aérobie ascendante sur support minéral immergé". L'eau, l'industrie, les nuisances; n°130, septembre 1989, pp 43-47.

. Commission des Communautés Européennes. "Etat et devenir des métaux contenus dans les effluents urbains et mixtes en relation avec l'utilisation agricole des boues". Décembre 1986.

. M. LEGRET, D. DEMARE. "Caractérisation de l'état des métaux présents dans les eaux usées urbaines". Deuxième rapport d'avancement. Novembre 1988, Laboratoire Central des Ponts et Chaussées.

. J. PARTOS, Y. RICHARD, D. AMAR. "Elimination de la pollution carbonée sur bactéries fixées aérobies; le procédé BIOFOR". T.S.M.-L'eau; n°4; avril 1985; pp 193-198.

. J.W. PATTERSON, P.S. KODUKULA. "Metals distributions in activated sludge systems". Journal W.P.C.F. Vol. 56; n°5; may 1984.

. J.P. RAYNEAU. Techn'eau, Revue de la fondation de l'eau. N°9; Décembre 1988.

TREMENDOUS TREATMENT OF DOMESTIC OXIDATION PONDS EFFLUENT BY THE CULTURE OF POLYPHAGUS FISHES

BY

SHAMIM A.KHAN
RESEARCH FELLOW
U.S.D.A. RESEARCH PROJECT
S.P.G. COLLEGE OF SCIENCE, BHOPAL, INDIA

In connection with domestic waste water treatment in tropical countries, Polyphagus fish culture in oxidation ponds is an attractive and highly profitable concept for the developing world. In the present investigation two parallel series of primary and secondary oxidation ponds were selected to explore the possibility of using fish as a natural pollution abating agent. Fingerlings of polyphagus fishes, Cyprinus carpio, Labeo rohita and Cirrhinus mrigala at a rate of 10,000/ha in ratio of 3:1:1 were introduced in one set of primary and secondary ponds and compared with another set of similar ponds without fish culture. It was found that fish significantly improved the waste treatment capacity of the ponds as compared to those without fish. The fish ponds showed more light penetration, positive dissolved oxygen balance, sustained value of pH, low B.O.D., low bacterial population densities and suspended solids and moderate ranges of phosphorus and nitrogen, which on the other hand were more in the ponds without fish. Reduction of phosphorus, nitrogen, suspended solids, and B.O.D., was greater by 30%, 80%, 60% and 40% respectively in ponds with fish. The study furnishes ample evidence that by poly fish culture in oxidation ponds the rapid harvesting of micro flora and fauna by fishes removes excess of phosphorus and nitrogen, which are responsible for eutrophication. Thus in the domestic waste oxidation ponds nutrient - plankton - fish food web not only removes excessive eutrophicating agents but also provides opportunity of animal and vegetable protein recovery and reduces the treatment cost in tropical countries.

INTRODUCTION: Treatment of waste waters by physico-chemical method is feasible but expensive. Oxidation ponds, because of their low capital cost, easy to operation and maintenance requirements and high effluent quality, are often a conventional method of waste water treatment (Oswald et al., 1957; Lakshminarayana et al., 1972; Schroeder, 1975; Allen and Hepher, 1976 and Santos and Oliviera, 1987). In oxidation ponds high levels of major and minor nutrients, high pH and high alkalinities are generally found; these factors are associated with high fish production. Polyphagus fish culture has made significant and encouraging progress during the present investigation, producing large quantities of food and increasing the treatment capacity of tropical oxidation ponds. This multipurpose system has attracted the attention of chemist,

biologist and engineers of the developing world. Some of the tropical and sub-tropical countries have accepted this system, being economical than conventional waste water treatment process. The domestic waste water effluents are really potential food resources and are rich in inorganic nutrients, giving rise to a dense growth of plankton which forms the food for fish like carps. Thus utilization of oxidation ponds for poly-fish culture can be looked upon as a most profitable waste water treatment practice. The factors that contribute to increasing interests in the use of domestic waste water treatment system in pisciculture are (a) scarcity of fertilizers and low cost protein source (plankton) for fish feed, (b) successful demonstration of polyculture as an efficient system of waste water treatment, (c) growing evidence that a well managed waste water oxidation ponds can provide suitable environmental conditions for polyphagus fishes. The study furnishes ample evidence that by fish culture in oxidation ponds the rapid harvesting of microflora and fauna by fishes, removes excess of phosphorus and nitrogen which is responsible for eutrophication and also associated with high B.O.D. levels. In view of the existing lacuna, the present investigation was undertaken, where a comprehensive detailed study on the role of fish in abetment of eutrophication in tropical oxidation ponds has been made. For the first time a comparative study of tropical oxidation ponds and their treatment capacities in relation to fish has been made.

MATERIAL AND METHODS: The present investigation was made in Shahpura oxidation ponds, located 10 km south-east of Bhopal (25°17'). There are 4 parallel twin series of primary and secondary oxidation ponds. Each pond is having an area of 4000 sq m and have 3 inlet and 3 outlet. The ponds are typically stabilization ponds designated to treat biologically 3 M.G.D. sewage from new Bhopal, where it is detained for a period of 10 days for microbiological transformations. In the present experiment two parallel series of oxidation ponds were selected to explore the possibility of fish as a natural pollution abetting agent. Fingerlings of polyphagus fishes Cyprinus carpio, Labeo rohita and Cirrhinus mrigala at a rate of 10,000/Ha were introduced with one set of primary pond IIIA and secondary pond IIIB and compare with another set of primary pond IA and secondary pond IB in the absence of fish for one year (i.e., 1988). Physico-chemical parameters of experimental ponds analysis include light transparency, pH, D.O., B.O.D., phosphorus, nitrogen, bacterial population and planktonic densities. Once in a week, pH and D.O. measurement were done diurnally every 4 hrs. interval. The method for the above parameters were followed according to APHA (1985). The fishes 15-20 in number after every three months were caught at random and their length, weight were recorded.

RESULTS AND DISCUSSION: The hydrobiological conditions of the oxidation ponds under investigation are in close confirmity with the impacts of fishes on treatment of the sewage (Table No. 1 & 2).

The light transparency in oxidation pond IA and IB (in absence of fish) was to be very low range (i.e., 5.0 to 32 cm) than the oxidation fish ponds IIIA & IIIB (i.e., 7.5-39.8 cm). As the ponds IA and IB were more eutrophic or loaded with excessive nutrients, they have high algal proliferation rates, thus transparency followed an indirect relationship with that of algal nutrients and algal densities as reported by earlier workers like Lakshminarayana et al. (1972), Chaudhri and Krishnamoorti (1985) and George et al. (1986), but in ponds IIIA and IIIB it was markedly greater due to the grazing of plankton by fishes.

The pH of the ponds IA and IB ranged between 7.0 to 11.5 and in ponds IIIA and IIIB was between 8.3 to 10.6. The high pH development in the oxidation ponds was due to vigorous algal growth and CO_2 removal from the carbonate alkalinity of sewage as reported by Oswald et al. (1957), Chattergi et al. (1967) and Lakshminarayana et al. (1972). The high fluctuation of pH in pond IA and IB is due to greater nutrient concentration, high algal densities and high photosynthetic rates of algal biomass in comparison to ponds IIIA and IIIB, they were affected by fish-plankton food web. The pH values higher in afternoon hours and the low occurring during the predawn hours, these observations are in full agreement with the findings of Lakshminarayana et al. (1972), Bokil and Agrawal (1976) and Chaudhri and Krishnamoorthi (1985).

Dissolved oxygen concentration are important gauge of existing water quality. In oxidation ponds D.O. has been observed to vary considerably, ponds IA and IB were showed D.O. from nil to 24.6 mg/l and in fish ponds IIIA and IIIB. D.O. was between 3.9 to 17.0 mg/l. The amount of light penetration, nutrients and amount of algae were the main factors responsible for oxygen production as reported by earlier authors (Oswald et al., 1957; Mills, 1962; Lakshminarayana et al., 1972 and Bokil and Agrawal, 1976). They were affected by fish grazing. During the peak sunshine period D.O. going as high as 3-4 times of the saturation value. The critical D.O. concentration occurred during the predawn hours. Due to the consumption of oxygen during night hours is attributed to two main reactions, namely bacterial oxidation and endogenous respiration of plankton.

Phosphorus and nitrogen are major eutrophication agents and they are accelerated the phytoplankton growth, the starting level of trophic pyramid (Lakshminarayana et al., 1963; Vollenwieder, 1968; Borchardt and Azad, 1972; Rodgi et al., 1973; Allen and Hepher, 1976; Nair et al., 1981 and Belsare and Belsare, 1987). In the present study the data of per cent removal of phosphorus from raw sewage are quite interesting.

HYDROBIOLOGICAL CONDITIONS OF EXPERIMENTAL OXIDATION PONDS DURING YEAR 1988

Parameters	Unit	Raw	Pri. Pond IA	Sec. Pond IB	Pri. Pond IIIA	Sec. Pond IIIB
Light transparency	cm	-	5.0-31.7	8.5-32.0	7.5-35.0	8.8-39.8
pH		6.8- 7.6	7.0-11.5	7.1-11.2	8.3-10.6	8.5-10.3
Dissolved oxygen	mg/l	0.0- 0.7	0.0-24.6	2.0-21.9	3.9-17.0	4.2-16.3
Phosphorus	mg/l	5.27-13.3	4.38-7.29	3.14-4.0	3.78-5.75	1.98-2.45
Nitrogen	mg/l	32.5-66.0	21.0-42.5	24.0-31.8	16.9-23.7	13.8-19.2
B.O.D.	mg/l	153-288	77-129	51-89	63-108	42-70
Bacteria	SPC/ml	$2.9X10^5$- $8.6X10^8$	$9.6X10^4$- $4.2X10^7$	$5.0X10^3$- $8.9X10^6$	$7.5X10^3$- $1.2X10^6$	$1.9X10^3$- $7.3X10^4$
Phyto-plankton	No.$X10^3$/l	-	28.0-65.3	23.1-36.2	22.0-31.8	15.2-18.9
Zoo-plankton	No.$X10^3$/l	-	14.6-19.7	15.2-17.7	10.3-13.5	7.2-9.8

Table - 1

IMPACT OF FISH ON PER CENT REMOVAL OF P, N and B.O.D.

Parameters	Pri. Pond IA	Sec. Pond IB	Pri. Pond IIIA	Sec. Pond IIIB
Per cent removal of P.	31.3-50.2	48.0-63.2	35.7-67.2	55.4-84.0
Percent removal of N.	29.0-42.6	36.9-60.5	52.7-70.0	65.5-82.0
Percent removal of B.O.D.	40.7-54.8	59.4-74.0	51.0-63.6	64.3-86.8
Fish production ton/ha/yr	-	-	8.3	9.0

Table - 2

Significantly greater per cent removal was found in fish pond IIIA and IIIB (i.e. 35.7-84) than the pond IA and IB (i.e., 31.3-63.2). Marked reduction of phosphorus in oxidation fish ponds IIIA and IIIB was due to the fact that the polyphagus fishes helped in rapid harvesting of various type of plankton from different strata of the ponds which resulted in elevated recycling of phosphorus.

Second etiological agent of eutrophication is nitrogen (Sawyer, 1944; Foree et al., 1973; McGriff and McKinney, 1972; Kawasaki, 1982 and Ali et al., 1987). In the presently studied fish ponds the high degree of per cent removal of nitrogen has a direct bearing with the absorption of high algal cell densities required for their metabolic activities as reported by Darley (1982) and Santos and Oliviera (1987). On comparing the fish culture oxidation ponds IIIA and IIIB (where per cent removal of nitrogen was between 52.7 - 82) to that of oxidation ponds IA and IB (where per cent removal was between 31.3-63.2), a clear cut relationship has been established that fish greatly helped in removal of nitrogen through direct utilization of algae and its conversion into fish biomass. Also due to fish culture a well balanced food web exists in the pond ecosystem which by the long standing principle of cascading interaction between various herbivory, helps in nutrient removal or treatment of sewage.

Biochemical oxygen demand is a measure of the concentration of organic matter in a waste that can be oxidized by bacteria or biodegraded (Mara, 1974). B.O.D. was reduced considerably greater in ponds IIIA and IIIB and the per cent removal was between 51-86.8 than the ponds IA and IB, the per cent removal was between 40.7-74.0. As evident from the data of the experimental ponds IIIA and IIIB were exhibited to be lesser organic matter and greater treatment capacity of sewage than the oxidation pond IA and IB, they are without fish culture. The results of the present findings are in agreement with those of Chakraborti (1967), Ghosh et al. (1980) and Roy & Ghosh (1987). These workers have reported almost higher per cent reduction in sewage-fed fish ponds. The analysis revealed that the raw domestic sewage contained bacterial population in a range of 2.9×10^5 to 8.6×10^8, whereas in the pond IA and IB oxidation ponds the range was 9.6×10^4 to 8.9×10^6. But in the ponds IIIA and IIIB showed comparatively very low range i.e. 1.9×10^3 to 1.2×10^6 per ml. The data of fish culture and yield provide substantial evidence that fish greatly removes bacteria and significantly enhances the treatment efficiency of the oxidation ponds as reported by Allen and Hepher (1976) and Hejkal et al. (1985). The plankton content was very high in the ponds IA and IB than the ponds IIIA and IIIB throughout the investigations and although predominantly phytoplankton,

Zooplankton was also obtained in the oxidation ponds in the same order of phytoplankton. The introduction of fish would help to check the phytoplankton as well as zooplankton (Chattergi et al., 1967 and Allen and Hepher, 1976), as it forms an excellent food for the carps. The survival and recovery of all the 3 species in oxidation ponds quite tremendous. There was 2-4 times greater growth rates than the fresh water cultured fishes and the total fish production of 8.3-9.0 ton/ha/yr was achieved. The order of growth rate was maximum in C. carpio followed by L. rohita and C. mrigala.

The present study clearly demonstrates that fish greatly improves the waste treatment capacity of oxidation ponds. The entire fish production and sewage treatment system can be considered as symbiotic with the fish improving the treatment of sewage waste and sewage increasing the productivity and production of fish.

REFERENCES:

Ali, S.A. et al. (1987). Growth rate studies of domestic sewage cultured fishes. I. Biochemical Aspects. Ind. Sc. Cong. Asso. India, 3-5 Jan. 1987.

Allen, G.H. and Hepher, B. (1976). Recycling of wastes through aquaculture and constraints to wider application. Advances in Aquaculture. F.A.O. Itali. 478-487.

APHA (1985). Standard Methods for the Examination of Water and Waste Water. 16th Ed. APHA, Washington, DC.

Belsare, D.K. and Belsare, S.D. (1987). High rate oxidation pond for water and nutrient recovery from domestic sewage in urban areas of the tropics. Arch. Hydrobiol. Beih, 28: 123-128.

Bokil, S.D. and Agrawal, G.D. (1976). Performance of high rate shallow stabilization ponds. Ind. Jr. Env. Hlth. 18/2: 87-98.

Borchardt, J.A. and Azad, H.S. (1968). Biological extraction of nutrients. Jr. W.P.C.F. 40: 1739-1754.

Chattergi, S.N. (1967). Some observations on utilization of sewage for fish culture in oxidation ponds. Jr. Env. Hlth., 9: 156-161.

Chaudhri, P.R. and Krishnamoorthi, K.P. (1985). Cultivation of micro algae in waste waters for pollution control. Proc. Nat. Sam. Poll. Cont. Env. Manag. (16-18 March, 1985) 358-373.

Darley, W.M. (1982). Algal biology : A physiological approach. Blackwell Scientific Publication, Oxford.

Poree, E.G. et al. (1973). Carbon and nitrogen as regulators of algal growth. Jr. Env. Eng. Div. (Oct. 1973), 639-652.

George, et al. (1986). Anthropogenic eutrophication in a perennial tank effect on growth of C. carpio communis. Ind. J. Env. Hlth. 28/4 : 303-313.

Ghosh, A. et al. (1980). Culture prospects of Sarotherodon mossambicus in small ponds fertilized with domestic sewage. J. Inl. Fish. Soc. Ind. 12/2: 74-80.

Hejkal, J.W. et al. (1985). Bacteriological and virological and chemical evaluation of waste water aquaculture system. Wat. Res. 17/12 : 1755.

Kawasaki, L.Y. et al. (1982). Aquaculture approach to recycling of dissolved nutrients in secondarily treated domestic waste waters. Wat. Res. 16: 37-49.

Khan, S.A. and Ali, S.A. (1987). Chemical evaluation of tropical waste stabilization pond with reference to fish production. PAOOS. The Sec. Ash. Fish Forum, Japan.

Lakshminarayana, J.S.S. et al. (1963). Domestic sewage oxidation ponds at Nagpur. Proc. Symp. Wast. Wat. Treat. Oxid. Ponds, CPHERI, Nagpur, Ind. (Oct. 29-30) 1963.

Lakshminarayana, J.S.S. et al. (1972). Performance of stabilization ponds at Bhundewadi, Nagpur. Proc. Symp. Low Cost Waste Treat. Nagpur (1969), 91-103.

Mara, D. (1976). Sewage treatment in hot climates. Jhon Wiley & Sons, N.Y. pp. 168.

Mills, D.A. (1962). Depth and loading rates of oxidation ponds. W & S.W. 283-286.

McGriff and McKinney (1972). The removal of nutrients and organics by activated algae. Wat. Res. 6 : 1155-1164.

Nair, K.V.K. et al. (1981). Nutrient removal from sewage effluents using Scendesmus obliqus. Ind. Jr. Env. Hlth. 23-1 : 53-59.

Oswald, W.J. et al. (1957). Algae in waste treatment. Sew. Ind. Waste 29 : 437-455.

Rodgi, S.S. et al. (1973). Influence of temperature and pH on phosphate reduction in sewage stabilization pond. Ind. Jr. Env. Hlth. 15/1 : 8-14.

Roy, A.K. and Ghosh, A. (1987). Utilization of sewage to increase fish production. J. Env. & Ecol. 5/1 : 74-80.

Sawyer, C.N. (1944). Fertilization of lakes by agriculture and urban drainage. J. New Eng. Wat. Wks. Asso. 61 : 925.

Santos, M.C.R. and Oliveira, J.F.S. (1987). N-transformations and removal in waste stabilization ponds in Portugal : Seasonal variations. Proc. Lisbon Pond. Conf. Dec. 1987, 3:1 - 3:7.

Modèle dynamique pour un système de boues activées traitant des effluents d'une usine de produits chimiques organiques

(Dynamic Model for the Activated Sludge Process
Treating an Organic Chemical Wastewater)

Gilles Patry, Ronald Zaloum
Centre Saint-Laurent, Environnement Canada
Montréal (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

HALIFAX HARBOUR CLEAN UP--A RESEARCH PERSPECTIVE

by

H.B. Nicholls
Department of Fisheries & Oceans
Scotia-Fundy Region
Bedford Institute of Oceanography
P.O. Box 1006, Dartmouth, N.S.
B2Y 4A2, Canada

1. Introduction

The focus of this paper is the status of scientific research pertaining to the Halifax Harbour sewage disposal issue, including the research that has been undertaken or is currently underway; the results to date and the implications for harbour users and others; and the research requirements that remain outstanding. It is concerned solely with the marine environment; it does not, for example, cover research into wastewater flows on land or storm runoff. In addition to research that primarily addresses concerns about the quality of the marine environment, i.e. water quality, sediment quality, and impacts on fish and marine organisms, other research is focused in support of sewage plant location and design--this paper focuses on both aspects.

Halifax Harbour (Figure 1) is generally considered to be that body of water landward of a line drawn between Chebucto Head and Hartlen Point or Devils Island. This corresponds to the definition given in the Sailing Directions for Nova Scotia. Thus the Harbour includes Bedford Basin, The Narrows, the Northwest Arm and Eastern Passage. The area seaward of the above line and known as the "Approaches to Halifax Harbour" is also of interest with respect to the sewage disposal issue.

2. Background

Every day Halifax/Dartmouth area residents and businesses discharge 40 million gallons of sewage effluent into Halifax Harbour via some forty outfalls. Eighty percent of this is untreated. The remaining 20 percent is treated at two small plants at Mill Cove on Bedford Basin and at Eastern Passage. Treated effluent from these two plants is discharged into the Harbour.

Over the past 20 years many pollution abatement studies have been carried out, both by individual municipalities and on a regional basis. One of the most recent, by the Metropolitan Area Planning Commission (MAPC) (Metropolitan Area Planning Commission, 1987) included the development of a water quality model, which indicated that bacterial contamination of Harbour waters was increasing and that this was likely to threaten recreational uses in the Northwest Arm and Bedford Basin. The MAPC study developed a series of sewage treatment scenarios. It recommended that the best option would be a single regional plant to be located at Sandwich Point on the western side of the Harbour near to the small community of Herring Cove and providing primary treatment. A federal/provincial subsidiary agreement was signed in 1988 providing financial assistance to the proposed project.

This sewage treatment proposal was challenged by a number of interest groups, and particularly by the residents of Herring Cove who were concerned about the local impact of a single outfall discharging 40 million gallons of effluent daily into their part of the Harbour. A provincial government environmental agency, the Nova Scotia Environmental Control Council (ECC) was asked to review these and other concerns. The resulting report, issued in

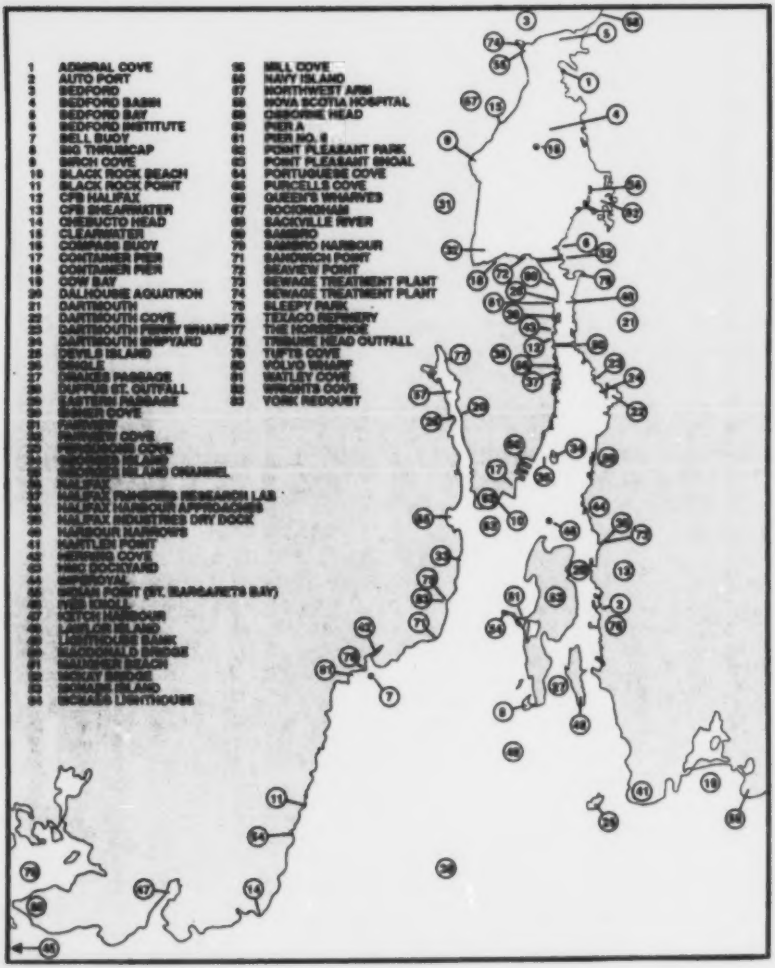


Figure 1
Map of Halifax Harbour

February 1989 (Environmental Control Council, 1989), concluded that, in order to make long-term decisions about appropriate sewage treatment, residents and harbour users needed to develop clearer objectives for the future of the Harbour. The report also stated that insufficient knowledge existed about the biophysical environment in the Harbour to determine the impacts of different treatment scenarios.

The Nova Scotia Minister of Environment accepted the findings of this report, which in effect reopened the issue of plant location, i.e. Sandwich Point was no longer considered to be "the" site. Shortly thereafter, the Province of Nova Scotia commissioned a new physical oceanographic study of the outer Harbour, and established a task force under the chairmanship of Dr. R.O. Fournier of Dalhousie University to review the issue. The mandate of this Task Force was to consider marine environmental and associated socio-economic issues pertaining to sewage treatment in the area, and to make recommendations to the Nova Scotia Minister of the Environment. The Task Force, all of whose members were volunteers, met regularly between April 1989 and June 1990, held several public meetings, had consultations with various individuals and groups, received oral and written submissions, and undertook (or contracted out) special studies. The final report of the Task Force (Halifax Harbour Task Force, 1990) contained eighteen recommendations, including a proposed site for the outfall of the regional sewage treatment facility in the inner Harbour. It also presented environmental quality objectives and guidelines for the Harbour, as well as a short list of five sites for the sewage treatment plant.

The recommendations of the Halifax Harbour Task Force were accepted by the provincial Minister of the Environment in July 1990. The latter referred the report to the Halifax Harbour Cleanup Inc., the agency formed as a result of the 1988 federal/provincial subsidiary agreement to oversee the design and construction of the regional sewage treatment facility. A joint federal/provincial environmental assessment of the project is expected to precede construction.

3. Early Research

Out of 200 citations to scientific and technical studies in Halifax Harbour contained in a recently published bibliography (Hargrave and Lawrence, 1989), twenty (or 10%) were published prior to 1970. The earliest paper, published by the Nova Scotia Institute of Science in 1886, describes research on glacial action in the Harbour. It should be emphasized that many of the studies contained in this bibliography, including the pre-1970 papers, were undertaken because Halifax Harbour represents a convenient and easily accessible body of water to local researchers, and not because of its special nature or interest with respect to sewage pollution.

What must be one of the first detailed studies pertaining to sewage disposal and pollution in Halifax Harbour is a 1924 paper by Dr. A.G. Huntsman, Director of the Atlantic Biological Station at St. Andrews, N.B. This paper appeared in Contributions to Canadian Biology under the title "Circulation and Pollution of Water In and Near Halifax Harbour". In the introduction to the paper Dr. Huntsman notes that "In studying the distribution of polluted water, it is necessary to take cognizance not only of the sources and amounts of pollution, but also of the currents that distribute the polluted water. For Halifax harbour the sources of pollution largely are, and probably will continue to be, restricted to the main portion of the waterfront of the city of Halifax from the Narrows to the Ocean terminals..."

It is not until after 1970 that publications pertaining to the Halifax Harbour sewage disposal issue start to appear to any extent. These are published as articles in scientific journals, as technical reports in recognized series (e.g. Canadian Technical Reports of Fisheries and Aquatic Sciences), as theses, in contractors' reports, in area planning, etc. reports, and as charts/maps.

4. Assessing Research Needs

As previously noted, the Nova Scotia Environmental Control Council undertook in 1988 an environmental review of the proposal for a regional sewage treatment at Sandwich Point. This was conducted by a specially appointed Halifax Harbour Cleanup Review Committee whose objective was "to provide a third party review of the impacts of this project with primary emphasis on the commercial fishery". The committee held information meetings, had consultations with various individuals and groups, and received oral and written submissions. In their report, the committee presented some thirty recommendations, several of which identified the need for additional research. Although developed within the context of the Sandwich Point site, the majority of the research-related recommendations were applicable to the sewage disposal issue in general, i.e. they were not site specific.

Similarly, the Halifax Harbour Task Force addressed research needs in its deliberations and consultations, its terms of reference including the following:

- examine existing engineering and scientific information; and
- identify important information gaps and recommend studies needed to fill them.

The final report of the Task Force (Halifax Harbour Task Force, 1990), therefore, includes recommendations and suggestions pertaining to research and monitoring requirements. One major difference, however, between the Task Force and the Halifax Harbour Cleanup Review Committee was that the work of the former included a considerable amount of original research carried out by Task Force members and their colleagues at the Bedford Institute of Oceanography (BIO).

Another body that has assessed, and continues to assess, research needs is the Federal Science Advisory Committee on Halifax Harbour, further details of which are provided in Section 6 of this paper.

5. Recent and Current Research Programs

Research pertaining to the sewage disposal issue is described here according to broad subject field.

(a) Seafloor Geology

A comprehensive marine geological and geophysical survey of Halifax Harbour, extending from Bedford Basin to the inner continental shelf, was conducted in 1988 and 1989 by Fader of the Atlantic Geoscience Centre of the federal Department of Energy, Mines and Resources (DEMR) at BIO (see for example Miller, Fader and Buckley, 1990). Fader was also a member of the Halifax Harbour Task Force, and utilized the results of this survey in the deliberations of that body. The field work involved geological acoustic surveys using sidescan sonar systems that provide images of the ocean floor resembling aerial photographs of land areas, high resolution seismic reflection systems that provide information on the sediment and bedrock below the surface, and underwater photography. These studies show that the seafloor of the outer Harbour beyond Maugher's Beach on McNab's Island consists of sand, gravel and bedrock. The sand is found only on the western side in a deep channel formed by the old Sackville River. The floor of the inner Harbour is covered with mud, except where stronger currents forcing their way through The Narrows have scoured the bottom, leaving sand and gravel. Knowing where sediments already tend to collect helps to predict where sediments from a new regional sewage system will go. Treatment will remove many of the larger particles from the raw sewage. However, the remaining smaller particles will be carried by

the harbour waters, eventually dropping out in the more sheltered parts of the Harbour, i.e. those covered by mud, as opposed to the more dynamic areas where the bottom consists of sand, gravel and bedrock. The sedimentary approach of Fader and the circulatory approach of Petrie (refer to 5(c), below) are highly complimentary as described in a recent paper (Fader and Petrie, 1990).

(b) Sediment Chemistry

Metals such as lead, copper, zinc and mercury have always been introduced into Halifax Harbour by natural processes such as freshwater runoff and the inward movement of seawater. Since European settlement, but especially the last 100 years, input has increased due to domestic and industrial wastes delivered by sewers, shipyard industries and waste dumping. Organic contaminants, e.g. petroleum hydrocarbons (including PAHs) and PCBs are introduced via the sewer system, oil spills, waste dumping, atmospheric input, and runoff. Both metals and organic contaminants bind to particles that are deposited on the sea floor as mud/sediments. Ongoing physical disturbance due to waves, ship movement, anchoring, and dredging stirs up the mud/sediments allowing some contaminants to get back into the water. An extensive program was undertaken throughout the Harbour in 1986 and 1988 by Buckley (Atlantic Geoscience Centre of DEMR at BIO) and Hargrave (DFO at BIO) in which samples from over two hundred locations were collected. Elevated levels of metals were found in the sediments throughout the Harbour north of McNab's Island (Buckley and Hargrave, 1989). These levels pose an environmental concern because of the potential for increased amounts of metals to be released or remobilized from the sediments as a result of the reduction of organic matter input when sewage treatment facilities come on line. These remobilized metals could become available to the organisms in the harbour, and ultimately the human population, through the food chain. The mechanisms through which such remobilization could take place are complex and difficult to qualify and further research is needed to determine the magnitude and rate of the remobilization process. Hargrave of DFO and MacKnight of Ocean Chem Group have devised a new technique involving modified benthic chambers to measure the transfer of metals between the sediments and overlying water at sites in the harbour and have demonstrated that metals are continually being remobilized. Data on organic chemicals in sediments is much less extensive than for metals and further research is required. The limited information available, however, show that both PCB and PAH levels are elevated (and are potentially capable of inducing biological effects in sensitive marine organisms).

(c) Physical Oceanography

Halifax Harbour is an estuary, i.e. a semi-enclosed body of water whose properties and circulation are influenced by freshwater draining from the land. The freshwater comes from small streams (including the Sackville River), storm runoff, and sewage input. The freshwater does not immediately mix with saltwater, but forms a separate layer on the surface. Typically in estuaries such as Halifax Harbour this results in a two-layer circulation. The upper fresh layers flows out towards the ocean, gradually becoming more salty as it mixes with the lower salt water layer which is moving inwards. The overall circulation, however, is complex, with various processes taking place over different time intervals. The elucidation of the circulation is the subject of various projects that have been undertaken (and are being undertaken) to address the problem of outfall siting. Lawrence of BIO has recently published a review of physical oceanography and modelling in Halifax Harbour covering the period up to and including 1988 (Lawrence, 1989). Since the 1970s, a series of applied studies has been carried out on the impact of raw sewage on the harbour environment and on possible abatement methods. Over the same period, physical data were collected and analyses were carried out to determine and quantify the processes at work and to develop a set of predictive models (for such factors as fecal coliform distribution) that were used to explore a variety of scenarios. Actively involved in this latter work was a local oceanographic company, ASA Consulting Ltd.

(f) Fisheries

Halifax Harbour supports a widespread and diversified fishery for both lobster and finfish, the latter including cod, haddock, herring and mackerel. The fishery, while representing but a small portion of the Nova Scotia provincial catch, has a sufficient yield to attract some seventy fishermen who work the area on a full- or part-time basis. Recreational fishing is also popular. Extensive lobster holding facilities are located in the area. Like many bays and estuaries in the Atlantic provinces, the entire harbour is closed to shellfish harvesting because of bacterial contamination. As noted under 5(d), above, the high levels of metals found in the sediments of the Harbour in 1988 led to questions about water quality, which in turn raised concerns about the fisheries, particularly lobster. Concern was also expressed with regard to organic contaminants. Most fisheries research pertaining to sewage disposal in Halifax Harbour has centred on the issue of contaminants. Two projects were undertaken in 1989 by Uthe of DFO in which lobsters from several locations were analyzed for metals, PAHs and PCBs. The results show that although there is evidence of elevated levels in lobsters from certain areas such as Dartmouth Cove, cadmium, copper, zinc, mercury and lead concentrations are below the levels considered to pose a hazard to human health. A similar outcome resulted from the work on PAHs and PCBs. In other investigations, the results of microbiological studies, by DFO Inspection Services Branch, did not reveal any indication that the bacteriological quality of lobsters posed a hazard to human health, providing that the lobsters are properly handled and cooked. Tumours on finfish an indicator of pollution have not been the subject of a systematic study in Halifax Harbour. Ward of Dalhousie University has undertaken an investigation of metals in mussels, showing that levels are elevated.

6. Applying the Results of Research

The following mechanisms utilize the results of research, such as described above, in making recommendations, providing advice, etc. pertaining to the Halifax Harbour sewage disposal issue:

(a) Halifax Harbour Task Force

This has been referred to previously. When it was set up in February 1988, it was given the mandate to "draw together a group of knowledgeable and experienced persons to consider marine environmental and associated socio-economic issues pertaining to sewage treatment in Halifax Harbour, resulting in recommendations to the Nova Scotia Minister of the Environment". The Task Force subsequently developed its own terms of reference, which included the following:

- recommending harbour use objective related to water quality;
- examining existing engineering and scientific information;
- identifying important information gaps and recommending studies needed to fill them; and
- recommending outfall siting criteria, treatment levels or other strategies.

The Task Force recently issued its final report (Halifax Harbour Task Force, 1990), which comprises an in-depth, science-based assessment of the issues involved in the Halifax Harbour sewage issue together with some eighteen recommendations that have subsequently been accepted (refer to 2, above).

(b) Technical Advisory Group to the Halifax Harbour Clean-up Inc.

(the main researcher being Hurlbut). In 1989 a major physical oceanographic/modelling study was undertaken in response to the recommendations of the Halifax Harbour Cleanup Review Committee and funded via the federal/provincial subsidiary agreement referred to above. This study was undertaken on contract by ASA Consulting Ltd. in consultation with BIO. Its objective was to determine the implications of residual (low-frequency) current variations, particularly in outer Halifax Harbour, on siting a marine outfall from a proposed regional sewage treatment facility. Five scenarios for sewage treatment were addressed in this study utilizing a model developed by ASA that is capable of discriminating between two points only 200m apart. In associated work, Petrie of DFO as a member of the Halifax Harbour Task Force developed a simple model of Harbour circulation that provides magnitudes of currents in reasonable agreement with the observed flows and has been used to reproduce the present conditions in the Harbour for other variables such as suspended solids, metals, nutrients and sedimentation rates. He also developed other models to determine the distribution of fecal coliform in effluent plumes.

(d) Water Chemistry

The high levels of metals found in the sediments of Halifax Harbour (refer to 5(b), above) led to questions about water quality. As a result, a one-year water quality sampling survey was undertaken throughout 1989 by Yeats of DFO at BIO. The results (Dalziel et al., 1989) show that, with one minor exception, concentrations of dissolved metals in Halifax Harbour water are roughly the same as those in other inshore waters of the Canadian east coast. The exception, zinc, exhibited slight, localized elevations that are not considered to represent a cause for concern. The only data on organic contaminant concentrations in the water column is for petroleum hydrocarbons (based on the work of Gordon, DFO at BIO, in the 1970s). Elevated levels were found in the central part of the Harbour that reflect the heavy use of petroleum products in the Halifax/Dartmouth area.

(e) Biology

In terms of the number of projects, this is a field where a lot of research has been undertaken in recent years, although much of it is not directly addressing the sewage disposal issue. Examples include an extensive series of experiments pertaining to phytoplankton productivity in Bedford Basin by Platt of DFO at BIO and others, the results of which have a bearing on the issue of eutrophication raised by the ECC Cleanup Review Committee (and which has been subsequently addressed by the Halifax Harbour Task Force and others). Similarly, the work of Novitsky of Dalhousie University on microbial activity in sediments is an example of research contributing to an improved understanding of the complex processes that affect the mobility of contaminants in surface sediments. At a 1989 research workshop at the Bedford Institute of Oceanography (Nicholls, 1990), three papers were presented that typify work in this field: one by Pett of P. Lane and Associates described the utilization of organic carbon by microbial communities; the second by Slaunwhite of Dalhousie University described the effect of a spring phytoplankton bloom on dissolved copper species in Bedford Basin; while the third, by Peer of DFO, discussed infaunal macrobenthos and showed the importance of these organisms as indicators of environmental stress. These three projects are of interest with respect to the sewage disposal issue. More directly relevant is a 1987-88 study involving bottom photography, together with limited sea floor surface sediment sampling, near Tribune Head on the western shore of Halifax Harbour. The area is one that is affected by an existing untreated sewage outfall and the survey, by Hargrave of DFO at BIO, was intended to provide information on the condition of the benthic habitat. The results (Hargrave et al., 1989) did not point to serious deterioration of the habitat--dense beds of marine plants were observed to cover parts of the steeply sloped rocky bottom and no debris or discoloration of surface sediments was noted, which is supported by Fader's findings described in section 5(a), above.

As previously noted (see 2, above), the Halifax Harbour Clean-up Inc. (HHCI) is the agency responsible for the design and construction of the regional sewage treatment facility. The Technical Advisory Group (TAG) to this agency was established soon after the 1988 federal/provincial subsidiary agreement was signed. In fact it preceded the establishment of the Halifax Harbour Clean-up Inc. by about a year. TAG's membership comprises engineers and scientists from the three levels of government. It is chaired by a senior engineer of the Halifax Harbour Clean-up Inc. As its name implies, it is a scientific and technical advisory body to the Cleanup Inc. Among its activities, it has managed (through a subcommittee), the oceanographic/modelling study of Halifax Harbour referred to under 5 (c), above. It is currently (i.e. October 1990) actively involved in assisting HHCI with respect to a number of contracts let by the latter and pertaining to sewage treatment plant design, etc.

(c) Federal Science Advisory Committee on Halifax Harbour

This committee was established in October 1988 to provide a focal point for federal scientific coordination and response with respect to the Halifax Harbour sewage disposal issue. Three departments are represented on the committee:

- Energy, Mines and Resources (DEMR):
- Environment (DOE); and
- Fisheries and Oceans (DFO).

Among its activities, this committee has published a report on investigations of marine environmental quality in Halifax Harbour (Nicholls, 1989) and organized annual research workshops (see Nicholls, 1990).

(d) Ecology Action Centre

The Ecology Action Centre (EAC) is a local (Halifax/Dartmouth) environmental advocacy group that is active in the harbour sewage issue. It made a formal presentation to the ECC's Harbour Cleanup Review Committee in 1988 and subsequently established a Harbour Cleanup Committee of its own with a membership of ten including scientific expertise. EAC plays an important role as an independent citizen's group. As an example of its involvement, members of its Harbour Cleanup Review Committee attended most of the meetings of the Halifax Harbour Task Force as observers, and the committee submitted a brief to the Task Force on "Harbour Cleanup--Designing for the 21st Century and Beyond". EAC also holds public meetings on the issue. In a 1989 issue of its newsletter in an article appropriately entitled "Being Heard on the Harbour", EAC expounded the role it plays through the following questions: " Will the decisions about what the harbour will look like be presented as inexorable logic based on a business or a political agenda? Will the decisions be based on the visions of ordinary citizens? Citizens can have a say in that decision by articulating a clear vision to ourselves, our parents and children, to elected representatives, and the Harbour Task Force".

7. Concluding Remarks

Significant progress has been made in 1989 and 90 in addressing many of the issues raised by the ECC's Halifax Harbour Cleanup Review Committee and others. Existing research has continued and accelerated, new programs have been initiated, and the results of previous research (both that undertaken in or on Halifax Harbour and that undertaken elsewhere that is relevant to the Harbour situation) have been reviewed within the context of the sewage issue. And, while all pressing issues have not been the subject of hands-on research, all have been considered to varying degrees from a scientific perspective.

One of the big advantages that the Halifax/Dartmouth region has over almost all other similar coastal centres of population is the scientific expertise within government, universities and industry that resides on its doorstep and that can be brought to bear on an issue such as this. As an example, and as reported above, the three federal department involved in the issue, i.e. Energy, Mines and Resources, Environment, and Fisheries and Oceans, published a report describing federal research pertaining to the issue, including interpretations of data published elsewhere (Nicholls, 1989). The report comprises accounts of investigations underway, or completed, as of March 1989, reviews of research relevant to the sewage disposal issue (e.g. physical oceanography), and comments on some of the potential concerns (e.g. eutrophication).

As previously stated, it is expected that there will be a full-scale environmental assessment of the proposed sewage treatment facility that is currently being designed. This assessment will probably be a joint federal/provincial exercise. The process will involve a detailed public examination of the potential environmental and directly related social effects of the proposal by an independent panel appointed by the two Ministers of the Environment. The associated Environmental Impact Statement and its supporting documentation will inevitably draw heavily on the research initiatives described in this paper.

8. References

Buckley, D.E. and B.T. Hargrave. 1989. Geochemical Characteristics of Surface Sediments. In Nicholls, 1989: 9-36.

Dalziel, J.A., P.A. Yeats and D.H. Loring. 1989. Dissolved and Particulate Trace Metal Distributions in Halifax Harbour. In Nicholls, 1989: 46-53.

Environmental Control Council. 1989. Report of the Halifax Harbour Clean-up Review Committee: Assessment of Public Concerns and Possible Environmental Effects Related to the Regional Sewage Treatment Project. Province of Nova Scotia, Halifax, N.S.: 100 pp.

Fader, G.B.J. and B. Petrie. 1990 (in press). Halifax Harbour--How the Currents Affect Sediment Distributions. Science Review, 1988-89, Bedford Institute of Oceanography, Halifax Fisheries Research Laboratory, and St. Andrews Biological Station. Canada, Department of Fisheries and Oceans.

Halifax Harbour Task Force. 1990. Final Report, Submitted to the Minister of Environment, The Honourable John Leefe, August 1990. Province of Nova Scotia, Halifax, N.S.: 84 p.

Hargrave, B.T. and D.J. Lawrence. 1989. Bibliography of Halifax Harbour and Bedford Basin. In Nicholls, 1989: 72-83.

Hargrave, B.T., D. Peer and H. Wiele. 1989. Benthic Biological Observations. In Nicholls, 1989: 37-45.

Lawrence, D.J. 1989. Physical Oceanography and Modelling in Halifax Harbour: A Review. In Nicholls, 1989: 54-63.

Metropolitan Area Planning Commission of Halifax, Dartmouth, Bedford and Halifax County. 1987. The Halifax Inlet Water Quality Study: Phase 3. CBCL Limited,, Halifax, N.S.: 250 pp.

Miller, R.O., G.B.J. Fader and D.E. Buckley. 1990. Cruise report F.R.V. Navicula No. 89-009, Phase A, Halifax Harbour, Atlantic Geoscience Centre, Geological Survey of Canada Open File Report No. 2242: 64 p.

Nicholls, H.B. (ed.). 1990. Proceedings Halifax Inlet Research Workshop.

Nicholls, H.B. (ed.). 1989. Investigations of Marine Environmental Quality in Halifax Harbour. Canadian Technical Report of Fisheries and Aquatic Sciences No. 1693: v + 83 p.

A COMPARISON OF UPFLOW AND DOWNFLOW TERTIARY FILTERS FOR SEWAGE TREATMENT

by

Mitchell Laginestra
Water Board,
Bathurst Street, Sydney. 2001. NSW. AUSTRALIA.

The Water Board (Sydney) has two types of filters used in the tertiary treatment of sewage - upflow (sand) and downflow (dual media). The aim of this study was to look at the different features of each (including advantages and disadvantages) and to determine which type is more effective in removing suspended solids, which is the purpose of tertiary filters.

INTRODUCTION

Tertiary sewage treatment facilities

Secondary sewage treatment plants (STP's) often cannot produce effluents that will comply to current discharge requirements. The NSW regulatory authority (State Pollution Control Commission) has set discharge limits for inland plants of 10 mg/L Biochemical Oxygen Demand (BOD) and 15 mg/L Suspended Solids (SS). Secondary treatment typically produces effluents of 20 / 30 mg/L. It is therefore necessary to have a tertiary treatment stage to reduce BOD and SS concentrations in the STP effluent to an acceptable level. The main
methods of tertiary treatment are summarised in Table 1.

TABLE 1. COMPARISON OF TERTIARY TREATMENT METHODS

Tertiary Process	Description	Application Rate $m^3/m^2.day$	Reported % SS Reduction	Reference
Grass Plots	Grassed, gently sloping land. Sec. effluent percolates through soil and collected in bottom channel.	0.2- 0.5	82	Ellis,1980
Oxidation Ponds	Large basins (1-1.5 m deep) providing 10-15 days retention.	0.1 - 0.2	90	SPCC,1976
Microstrainers	Mechanical mesh (15 - 65 um) drum filters which strain out solids.	15 - 72	90	SPCC,1976
Filters	Beds of granular material. Filtration takes place within pores of the media.	120 - 450	70	Ellis,1980

The main methods of tertiary treatment in Australia are oxidation ponds or tertiary filters. Unless large land areas are available, grass plots and lagoons cannot be applied, and microstrainers would not be feasible due to frequently high secondary effluent suspended solids concentrations and large flows. Hence, filters are generally regarded as the most viable option for the tertiary stage of sewage treatment plants, where land space is limited (which is common in Sydney).

Overall, the purpose of tertiary filters at S.T.P.'s is to remove SS, and hence reduce BOD, of secondary effluents. Particle removal reduces the bacterial content and so decreases the amount of chlorination required for the plant effluent (Ellis, 1980).

Theory of tertiary filters

Tertiary filters are composed of beds of granular material through which secondary effluent is passed. Filtration takes place within the pores of the granular medium (Ives, 1978).

Flow velocity is an important parameter affecting solids capture. The viscous drag of the liquid flowing through the pores creates a shear stress on deposited particles. The smaller the pore size, the greater the pore velocity, resulting in removal of particles from the bed, especially during sudden increases in flow rate (Ives, 1978). Thus higher flow velocities give lower SS removal efficiencies.

Filter beds do not consist of uniform grain size throughout the depth, but have different sizes of particles within a specified size range, e.g. 0.6 - 1.18 mm. Air scouring during filter backwash disturbs and fluidizes the bed. In the course of particle resettlement, the lighter, smaller particles settle slower (the terminal velocity is less) than the larger, denser particles, and hence the filter bed becomes size stratified (Kawamura, 1975).

To cope with diurnal flow variations and high solids loadings from the secondary stage, modern tertiary filtration, consists of the in-depth configuration, i.e., removal of solids within the filter, rather than primarily at the surface. (Cleasby, 1977). The granular media filters are graded coarse to fine in the direction of flow. Examples of this type are upflow sand and downflow dual media (anthracite coal / sand) filters. This configuration spreads the particulate solids load through the depth of the bed and reduces the frequency of filter backwashing (Ellis, 1980 and Ives, 1978).

Upflow filters consist of a bed of sand (1.75 m deep) on top of layers of graded gravel (0.65 m deep). These gravel layers act as a support as well as a coarse filtering medium, since they are graded in the direction of flow. Typical media size ranges are: sand 1 - 2 mm; and gravel 3 - 50 mm.

Dual media filters comprise a coarse medium (usually anthracite coal, 0.75 m deep) above a finer sand layer (0.3 m deep) resting on a gravel support. Stratification takes place within the media layers, since the different densities (and different terminal velocities) of the two granular media restricts intermixing.

Typical media size ranges are:

anthracite (S.G. 1.6) 1.19 - 1.68 mm; and
sand (S.G. 2.6) 1.18 - 0.60 mm.

Operation and Design

At the start of a filter run the filter is clean, and the driving force of the incoming flow only has to overcome the resistance of the filter media. As filtration progresses, solids collect in the filter bed and the driving force must overcome the combined resistance of the media plus the deposited solids. As resistance increases, the driving force across the filter must increase proportionally to maintain a constant rate of flow (Cleasby 1977).

Downflow filters are generally categorised in terms of operation and flow control. There are two basic types, differing mainly in the way the driving force is applied across the filter:

- Constant Rate, where the flow rate leaving the filter remains the same during the entire filtration cycle. This is achieved by a flow control valve. At the start of the run, the valve is almost closed to provide extra resistance to maintain the desired water level above the bed. As filtration progresses, the media pores clog and the valve is opened gradually to maintain the level.

- Declining Rate, where the rate of flow through a filter declines as a function of the increase in head loss developing across the media. At the start of the run, the flow is restricted, either by an orifice plate or a flow control valve. The cleaner filters take the higher flow (Cleasby, 1977).

Upflow filters do not require any modulating valves for control. The flow is dictated by the head in the inlet chamber and is restricted by the filter bed itself.

FILTERS AT THE WATER BOARD'S S.T.P's

Details of filters at the Board's sewage treatment plants are shown in Table 2. At all filtration plants the filtered effluent passes to a retaining tank (washwater holding tank) which acts as a source of water for backwashing the filters. All filters are backwashed in the upward mode (but only after air scouring which fluidizes the bed, freeing the trapped solid particles). Backwashing is generally carried out once per day, although the frequency necessarily increases during high filter loadings, e.g. during wet weather flows.

The dirty backwash water goes to a holding tank before being pumped back to the head of the plant, except at Quakers Hill where the dirty backwash water goes straight to the incoming sewer to the plant. This can be a problem where flow surges are transmitted through the plant (particularly during wet weather flow).

An upflow filter bed needs to be kept compact during normal operation, otherwise fine particles could not be filtered out. To restrain the bed, a steel grid is placed near the top (just below the surface) of the sand bed (Cleasby, 1977). Upward flow of water causes formation of inverted arches of sand which bridge the gap between the steel bars. Being in compression, the arches resist the upward force. Air scouring during backwash collapses the arches. This is continued into the start of the backwash to prevent reformation of arches during cleaning.

TABLE 2. WATER BOARD STP FILTER PLANTS

FILTER TYPE	S.T.P. (Year of Commissioning filters)	ADWF ML/Day	NUMBER OF FILTERS	TOTAL SURFACE AREA (m^2)	SURFACE LOADING RATE, L/s/m^2 DESIGN CAPACITY	ACTUAL AVERAGE
U	CASTLE HILL	5.3	3	72	3.4	0.9
P	(1974)					
F	GLENBROOK	2.8	4	77.6	2.0	0.4
L	(1975)					
O	MT. RIVERVIEW *	1.1	4	19.8	2.0	0.6
W	(1973)					
	HORNSBY HGHTS	4.5	2	56	3.3	0.9
	(1984)					
D	QUAKERS HILL	26.5	4	300	3.3	1.0
O	(1980)		(Double)			
W	RIVERSTONE	1.7	2	75	3.3	0.3
N	(1986)					
F	ST. MARYS	36.0	6	450	3.3	0.9
L	(1980)		(Double)			
O	WEST CAMDEN	5.5	2	76.5	3.1	0.9
W	(1985)					
	WEST HORNSBY	8.0	4	99.2	3.3	0.9
	(1980)					

* All STP's have the activated sludge secondary process except Mt. Riverview which employs trickling filters.

Example of an upflow filter - Castle Hill S.T.P.

Castle Hill STP is an activated sludge plant serving some 20,000 people. A schematic diagram of the STP is presented in Figure 1. The filtration area is shown in Figure 2, while figure 3 is a flow diagram of the filters.

Effluent from the secondary sedimentation tanks gravitates to the filter influent channel, flows into the differential head chamber of each filter, and passes through pipework and nozzles, which distribute the flow beneath the filter bed. After passing through the media, filtered effluent leaves the top of the filter and flows, via the end weir, out of the filtration tank into the effluent collection channel. It then passes to the washwater holding tank and chlorine contact tank.

The filters have an automatic backwash cycle, which is usually initiated by timers (or the operator); alternatively they may be manually backwashed using the remote control console. There is a level "transmitter" on the inlet pipe which indicates the head build up and hence the need for backwash. However, it is only an indicator, and there is no feedback control (although this would be relatively simple to implement).

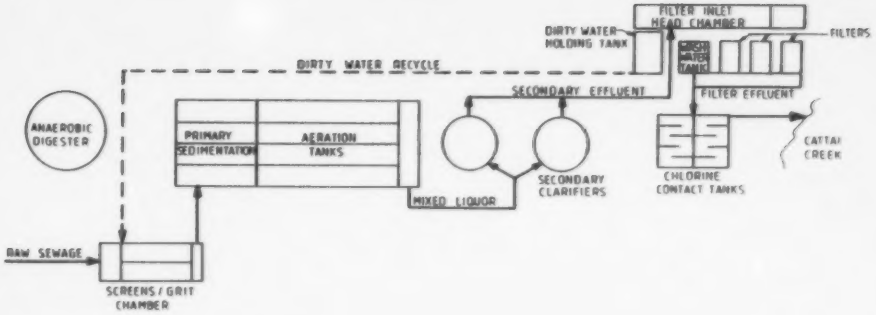


FIGURE 1. CASTLE HILL STP - SCHEMATIC DIAGRAM

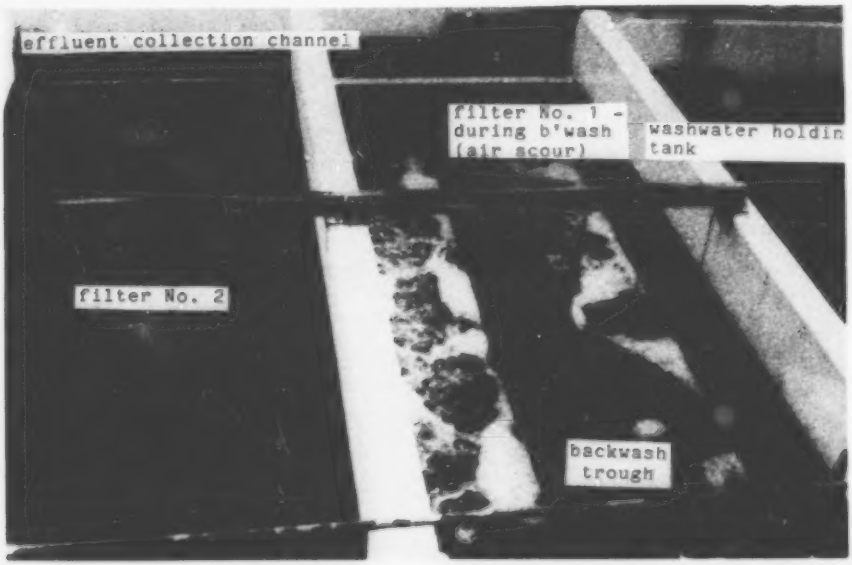


FIGURE 2. CASTLE HILL STP FILTRATION PLANT

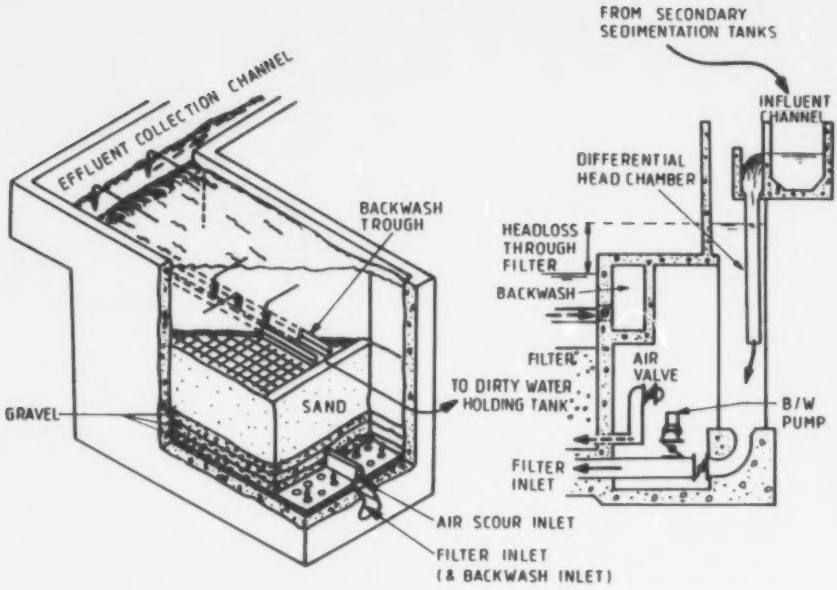


FIGURE 3. CASTLE HILL STP TERTIARY FILTRATION PLANT FLOW DIAGRAM

Example of a downflow filter - St Marys S.T.P.

St Mary's STP is an activated sludge plant serving some 130,000 people. A schematic diagram of the STP is presented in Figure 4. Figures 5 and 6 show the double filters and flow diagram of the filtration plant respectively.

Secondary effluent gravitates to a pumping station, where it is pumped to a header chamber and flows to the filter inlet distribution channel. It then flows, via a penstock, into the double filter box and is distributed over the top of both sides of the bed, via troughs, and through the filter media. The filtered effluent leaves the filter boxes via a rate control valve, and flows into a washwater retention tank, before pouring over a weir to pass to the chlorine contact tank.

Backwash procedure involves closing the inlet penstock and opening the backwash drain penstock. Water remaining at the top of the bed flows over the troughs and through the drain penstock. Once the water level has dropped below the top of the troughs the filter must be drained another 1/2 metre before the backwash can be initiated (to prevent media loss). Thus the water must drain through a 'dirty' bed (which is a problem with downflow filters, involving very long drain down times - often in excess of half an hour (significantly increasing the length of time the filters are off line). Drain siphons have now been installed above the media to overcome this problem). When the required level is reached, the outlet valve is closed, the bed is air scoured, then settled and backwash water pumped through the bottom of the bed, via the backwash valves, from the washwater holding tank.

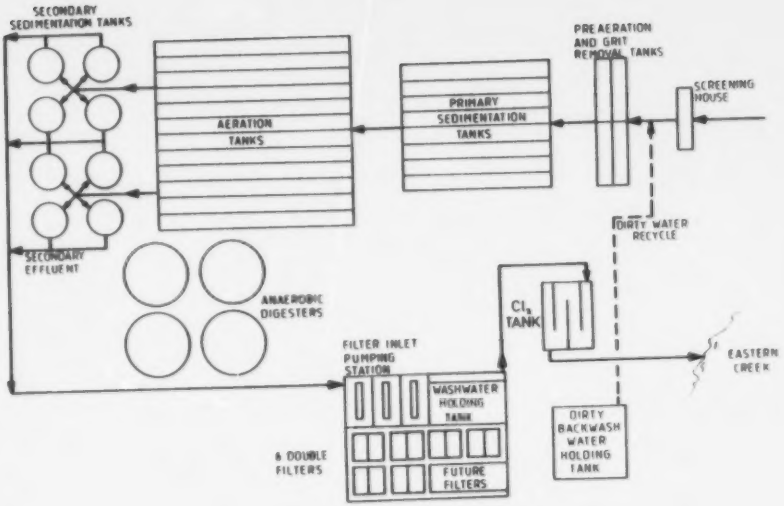


FIGURE 4. ST MARYS STP FLOW DIAGRAM

FIGURE 5. ST MARYS STP DOUBLE FILTERS

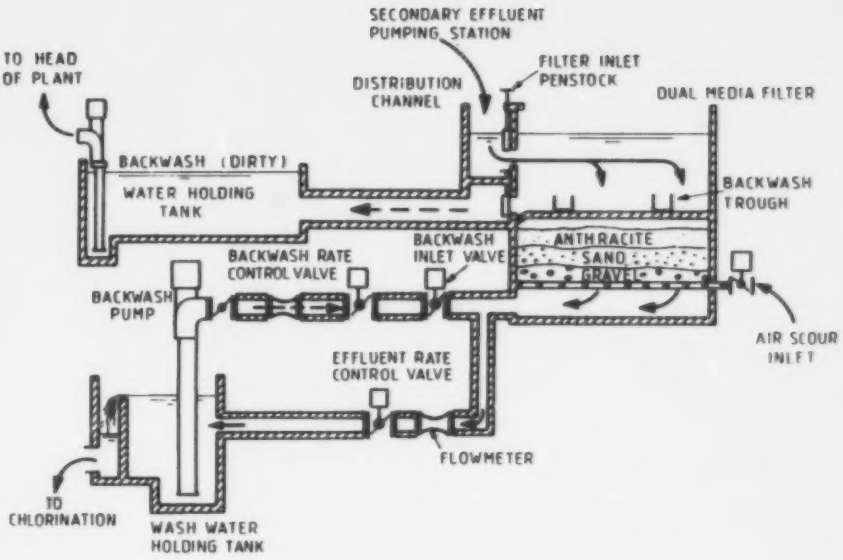


FIGURE 6. ST MARYS STP FILTRATION PLANT FLOW DIAGRAM

Only one half of the filter is backwashed at a time. (Each double filter has only one inlet penstock, but two effluent rate control valves - one for each side. This is a disadvantage with double filters since the whole filter has to be off line each time one side is cleaned. This puts more load on the filters in service.) Washwater flows up through the bed into the troughs and out the backwash drain valve.

The backwash period is automatically controlled. Backwashing is normally carried out on a 24 hour basis initiated by timer but may also be initiated automatically when the effluent rate control valve becomes fully open. Backwashing may also be carried out manually using the remote console next to each filter.

SUSPENDED SOLIDS REMOVAL OVER THE FILTERS

Monitoring

The best measure of tertiary filter performance is SS removal (Tomlinson & Jago, 1980), since that is the primary function. Composite and grab samples of secondary clarifier effluent (i.e. filter influent) and filter effluent were obtained for laboratory analysis of suspended solids. In addition, continuous monitoring of influent and effluent was implemented to provide a more complete picture of filter performance.

Continuous monitoring was carried out for most of the filtration plants using Partech suspended solids sensors and indicators (which were connected to continuous chart recorders). The period of monitoring at each plant varied, with Quakers Hill and Castle Hill being the most intensive (lasting for 2 and 4 months respectively). Laboratory analyses were used to cross-check those of the monitors. Inconsistent results were disregarded. Separate to this, laboratory results over several months were considered and compared.

Results and discussion

The results for the sewage treatment plants trialled are contained in Table 3. These show that upflow filters are significantly more effective in removing SS than downflow filters. Castle Hill demonstrated the best performance, with an average of 70% SS removal.

TABLE 3. AVERAGE SS REDUCTION BY TERTIARY FILTERS

	UPFLOW FILTERS			DOWNFLOW FILTERS		
Monitoring	STP	Avg Sec. Eff. SS, mg/L	Avg % SS Removal	STP	Avg Sec. Eff. SS, mg/L	Avg % SS Removal
Laboratory Results (Composite)	Castle Hill	18	70%	Hornsby Heights	12	58%
	Glenbrook	21	62%	Quakers Hill	24	58%
	Mt Riverview	48	62%	St Marys	17	50%
				West Camden	14	53%
				West Hornsby	22	52%
		Avg	65%		Avg	54%
Continuous Monitoring Period	Castle Hill	27	67%	Hornsby Heights	12	41%
	Glenbrook	52	64%	Quakers Hill	23	56%
	Mt Riverview	53	58%	St Marys	14	53%
				West Hornsby	26	53%
		Avg	63%		Avg	51%

Results for upflow and downflow filters were grouped to determine the relationship of SS removal to secondary effluent SS concentration. These are shown in Figures 7 and 8 respectively. The figures indicate that downflow filters have a relatively steady SS removal (50 - 57%), over a wide influent quality range. However, with upflow filters the relationship appears as a curve - they reach their peak performance (72% removal) at influent SS of 25 - 40 mg/L. The graphs show that upflow filters have higher SS removal than downflows for secondary effluent SS concentrations of about 10 - 60 mg/L. Below 10 and above 60 mg/L NFR, downflow filters appear to perform better (although little data was available in these ranges). Hence, it appears that upflow filters are much better suited to tertiary treatment of sewage than downflow type, since secondary effluents typically contain 20 - 30 mg/L SS.

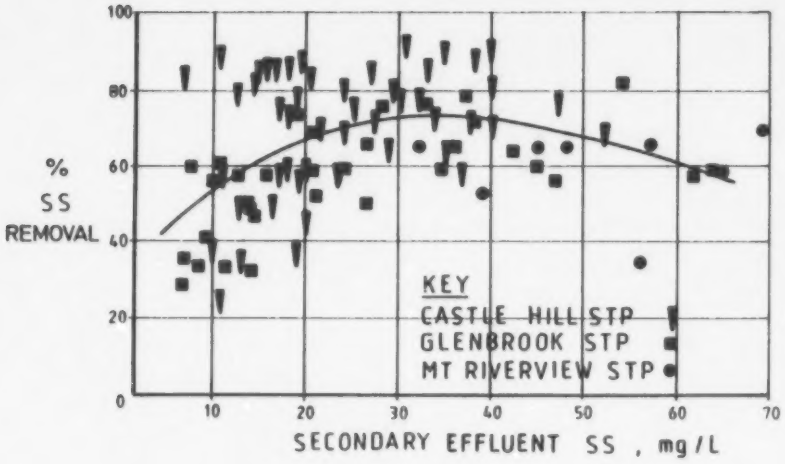


FIGURE 7. UPFLOW FILTERS - SS REMOVAL VS SECONDARY EFFLUENT SS

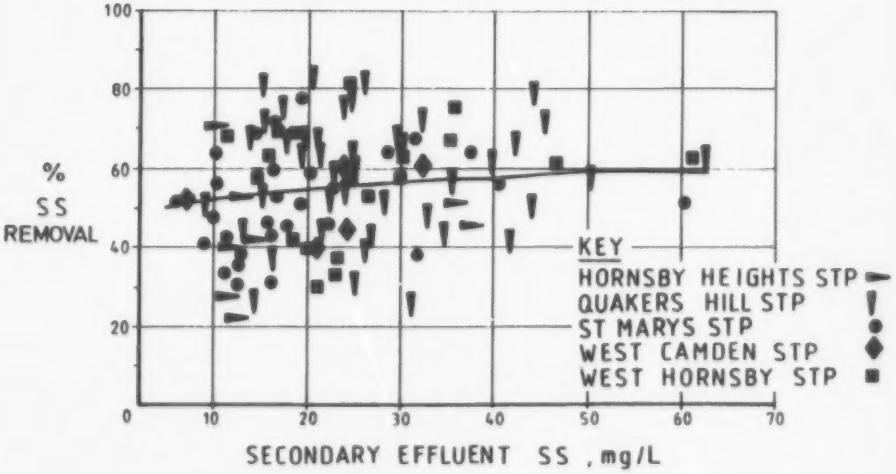


FIGURE 8. DOWNFLOW FILTERS - SS REMOVAL VS SECONDARY EFFLUENT SS

Continuous monitoring results for Castle Hill and West Hornsby are shown in Figures 9 and 10 respectively, and show average influent and effluent SS concentrations over 24 hours. These plots were typical of the responses found at the other filter plants, i.e., filter effluent was dependent on influent changes during the day. STP flow appeared to be a major factor in diurnal variations of secondary effluent quality and the figures show that the filters have a definite dampening effect, demonstrating that they provide an excellent buffer between the biological plant and the receiving waters.

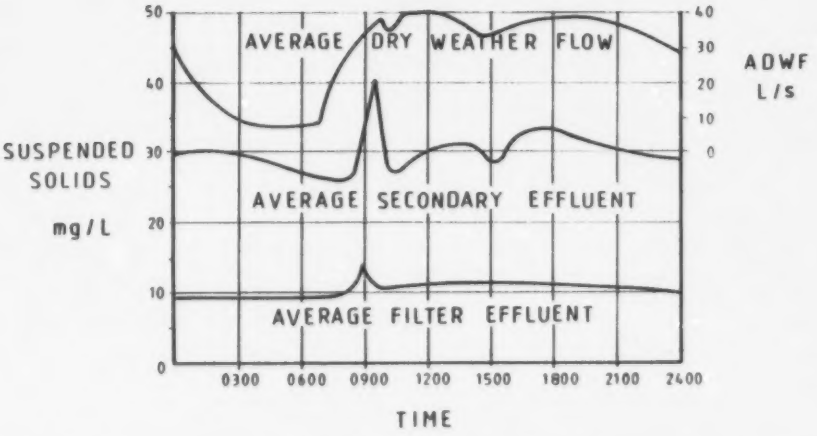


FIGURE 9. CASTLE HILL STP - AVERAGE SUSPENDED SOLIDS VARIATIONS IN SECONDARY AND FILTER EFFLUENT OVER 24 HOURS.

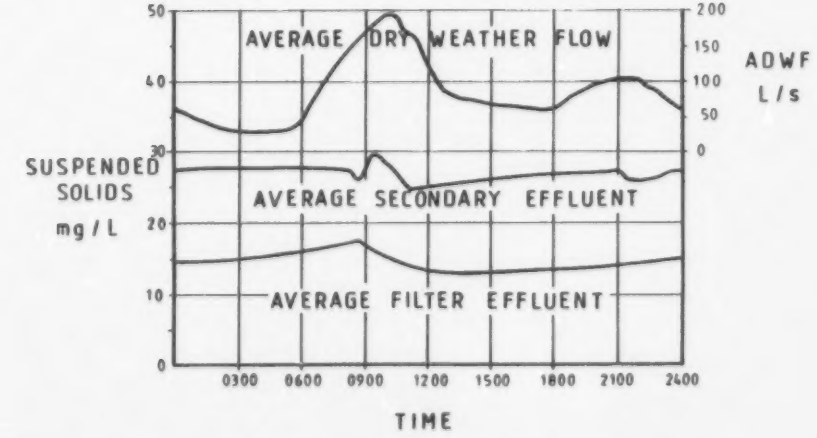


FIGURE 10. WEST HORNSBY STP - AVERAGE SUSPENDED SOLIDS VARIATIONS IN CLARIFIER AND FILTER EFFLUENT OVER 24 HOURS.

FEATURES OF UPFLOW AND DOWNFLOW FILTERS

Flow control

Upflow filters do not require filter rate control. The throughput is limited by gravity as well as the resistance through the filter bed (and steel grid above the bed), negating the need for a control valve. Thus filtering control is unnecessary, and the only control required is the decision to initiate, and operate, the backwash.

The upflow filters currently in use at the Water Board's plants are all much older than the downflow type. At Castle Hill, the auto-backwash is run entirely by timers which operate the appropriate equipment (Glenbrook and Mt. Riverview are both manually backwashed). The electrical controls at Castle Hill could easily be upgraded for a totally automatic backwash initiation. Additional backwashing could be initiated once a predetermined head loss has been reached (similar to existing manual systems).

The downflow filter systems rely on a Programmable Logic Controller (PLC) for filter control and backwashing initiation.

The basis of automatic operation is control of the flow through the filters. This system was designed as a double loop system to utilise the following parameters:

- flow measurement from each individual filter;
- an effluent rate control valve for each filter; and
- a level transmitter in the influent channel. This acts as a 'master' controller in cascade with the flow controllers (known as 'slaves').

The cascade loop utilises two feedback controllers with the output signal of the master controller going to the set point of the slave controller. The output of the slave controller goes to the control valve.

The filtration system is dependent on the effective operation of the effluent rate control valves. Previously the system was prone to failure due to some problems with the hardware, especially the valve actuators, and poor signals from the flowmeter tube - these have now been largely overcome.

The design control system for the downflow filters is known as the proportional level, equal rate system (or variable controlled constant rate) and is operational at West Hornsby and Quakers Hill STP's. The control system maintains equal flow from all filters while keeping the water level within a narrow range. The rate will gradually decline as the filter clogs, and to compensate, the valve is increasingly opened. The flow passing through each filter is independently controlled and is equal to other on-line filters. Blockage varies between the filters and hence headloss will vary. Backwashing is generally time-specified but additional cleaning is initiated when the control valve approaches complete opening.

A new type of control system has been implemented at St. Marys. This basically consists of a mixture of the equal rate and declining rate systems, and is called proportional level, declining rate (PLDR). It involves varying the inlet water level over a defined band. All the filter effluent valves are set in the same position, in direct proportion to the position of the water level within the band. (The rate control valves close when the water level is at the predetermined bottom level, and open for the top position). Cleaner filters take a higher flow, the share declines as other filters are backwashed. (Browning, 1987).

Only one controller is needed for the whole filtration plant, simplifying the system, but the individuality of the filters is eliminated. The inlet level transmitter is used to modulate the rate control valves to the same position for all filters. The output signal from the level transmitter directly drives the effluent valve (and is used for backwash initiation). The only control is the inlet level, but it does not receive feedback from the output.

Backwashing

Backwash is applied in the upward direction for both upflow and downflow filters. Each filter plant has a similar backwash procedure. This entails shutting off the inlet penstock (or valve), opening backwash outlets, and allowing drain down time for the surface of the water in the filter box to reach approximately 0.4 m below the top of the troughs. Once this level is reached, the bed is agitated by air scouring for 3 - 5 minutes, (which dislodges solids from the media). When air is stopped, the bed settles and the backwash pump is started. (With upflow filters there is no settling period).

Anthracite loss is an enormous problem with the Water Board's downflow filters and has also been documented in other countries (Fitzpatrick & Swanson, 1980). It is therefore necessary to have a period of settlement prior to starting the backwash water flow. Gradual backwash pump speed build-up is needed to avoid air entrainment of anthracite media (initiation of washwater brings air bubbles trapped in the bed to the surface). The backwash flow rate is typically increased in stages from 150 L/s to 450 L/s. The upflow sand filters do not suffer from large scale media loss, and require no settlement period or backwash flow control, i.e. they are backwashed at a single flow rate (e.g. 300 L/s at Castle Hill).

Backwashing will affect the performance of a filter since it is necessary to clean out the accumulated solids thoroughly from the beds. On the other hand extended backwashing and the subsequent dirty water will impose a considerable hydraulic (and organic) load on the STP. Hence, it is important to optimise the backwashing period. Backwash (dirty) water from several filter plants was sampled (at regular time intervals) and analysed for SS. Backwash pump running times were also measured. These were used to determine the extent of solids and hydraulic load placed on the STP by recycling the dirty backwash water. Figure 11 shows the changing NFR concentration in the dirty water at different times during a backwash at Castle Hill and St. Marys. The times taken for backwash water flow vary for each STP (usually 6 - 10 minutes depending on the pump flow rate. The slower flow rates necessitate longer cleaning). Generally the filter plants followed the same trend as depicted in Figure 11 - a high removal of particulate solids was demonstrated, particularly at the beginning of the backwash, and by the end, a low level of SS had been attained.

At most of the plants (upflow and downflow) several dead spots (pockets of almost stationary liquid with high SS) were noticeable away from the backwash troughs, along the filter box wall. This was due to the insufficient number of backwash toughs (usually 1 or 2 only). An increased number of troughs (or reduced surface area) could possibly reduce backwashing time, and consequently the load on the STP. This has been rectified at the most recently commissioned filtration plant at Riverstone, which has 4 troughs in each filter.

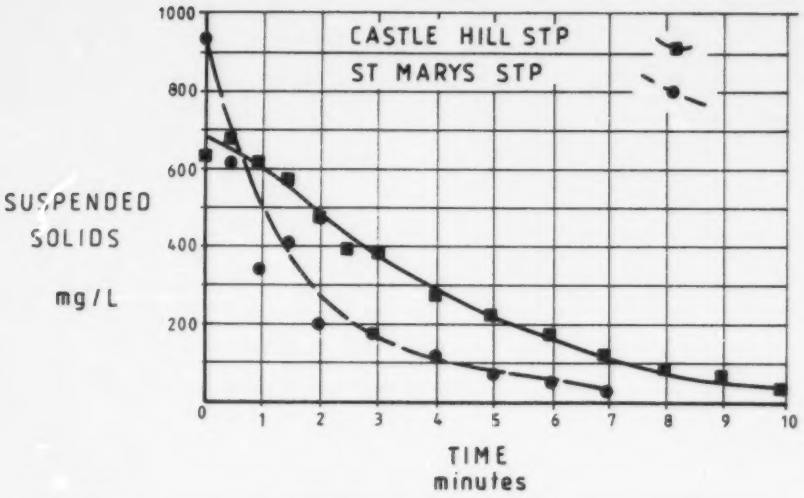


FIGURE 11. RATE OF SUSPENDED SOLIDS REMOVAL DURING BACKWASHING

The backwashing trial results confirmed that backwashing imposes a considerable load on a STP, with hydraulic and solids loading being increased by some 5 - 15% at all plants. This result should stress the importance of recycling dirty backwash flows to the head of the plant during periods of low flow.

It is also important to backwash filters during low flows (if possible) to avoid having filters off line during flow peaks. This is generally done at the Board's plants.

General

It is desirable to have more than 2 filters at any filtration plant. Otherwise, backwashing will result in a 50% reduction in filter plant operational capacity.

The more recent design of U-shaped backwash troughs at Hornsby Heights and Riverstone, has overcome warpage and leaking problems (experienced at Quakers Hill) with square shaped troughs (caused by backwash water flow impact).

Downflow filters have suffered from a variety of failures since their commissioning leading to costly repairs / replacements and extended downtime. There has been no filter equipment update at Castle Hill STP since commissioning. Also there has been virtually no repair necessary, apart from occasional routine replacements e.g., the seal for a solenoid valve.

However, Glenbrook STP has had a history of problems with the air lines. Despite being heavy duty plastic some back pressure has caused failure in the pipes. It is now accepted that plastic pipes are not suitable for this application. Castle Hill and Mt. Riverview filters do not suffer from this problem (they have metal pipes on the air discharge line). Glenbrook has also suffered from filter inlet nozzle blockages by screenings. However, the nozzles have only 4 mm openings. The problem has been overcome by installing fine, manually cleaned screens in the filter inlet.

This problem has not been experienced at Castle Hill (12 mm nozzle openings) or Mt. Riverview (which has fine mesh screens upstream of the trickling filters).

Some of the filter plants have design problems with the shape and subsequent hydraulics of the inlet feed system, which has caused uneven distribution of secondary effluent between the filter boxes. This is illustrated at Castle Hill, where the header tank has no flow splitting device, or barrier, so the flow preferentially enters filter No. 1. It is important that the secondary effluent flow be distributed evenly between filters to maximise SS removal.

Generally speaking, Castle Hill is the best designed filtration plant within the Water Board's sewage treatment plants. Advantages include:

- simple head measurement, (level in the differential inlet pipe chamber);
- no level/flow control system required to maintain head;
- no modulating rate control valves required;
- fixed speed backwashing, hence backwash flow control system is unnecessary; and
- a release (to atmosphere) on the air delivery line, to allow escape of trapped air bubbles from underneath the bed, and so prevent air entrainment of media particles.

SUMMARY AND CONCLUSIONS

Tertiary filters provide a good buffer between the secondary treatment plant and effluent discharge. However, the filters cannot be expected to achieve specific SS concentrations in the effluent (i.e. only a percentage removal may be guaranteed). Like all sewage treatment plant processes, effluent quality will be affected by the influent. Thus, it is important to maintain a good quality secondary effluent.

The response of filter effluent quality to the clarifier effluent SS and STP flow should dictate that backwashing be carried out only during low flow periods.

Upflow type filters are much better in removing suspended solids than downflow filters. Upflow filters achieved an overall average of 65% SS reduction, compared to 54% for downflow type, a significant difference. Castle Hill, which is the best equipped upflow filtration system, achieved a much higher SS removal, than Quakers Hill, (the best downflow system). Loadings on the filtration plants are very similar. Upflow filters appear better suited to the tertiary treatment of sewage.

Downflow filters entail a complex system. Upflow are simpler - there are no inlet penstocks, effluent rate control valves or backwash rate control valves. Downflow filters have experienced many problems with the hardware and the electrical controls, which led to breakdowns and subsequent loss of filter service.

As with most designed systems, the simpler one is often the best option because of reduced operational and maintenance problems.

The cost of construction of filter boxes for each type of filter is relatively similar. Although the media depth of upflow filters is deeper than that of the downflow type, the latter needs a sufficiently high water level to provide the driving force for the liquid to pass through the filters.

A comparison of the major upflow and downflow filter characteristics is presented in Table 4, which clearly shows that upflow filters have a considerable advantage over downflow filters.

TABLE 4. COMPARISON OF FILTER CHARACTERISTICS

Characteristics/ Factors	Upflow Filters	Downflow Filters
Suspended Solids Removal	65 %	54 %
Cost of Electrical & Mechanical Equipment	Lower	High
Media Losses	Very Little	High
Maintenance Record	Very Good	Poor
Ability to Handle Peak Loads - Hydraulic	Very Good	Satisfactory
- Solid	Very Good	Good
Energy Usage	Lower	High
Provision for Automatic Control Logic	Relatively Simple	Complex

REFERENCES

BROWNING, R.C. (1987). New Method and Revised Nomenclature for Granular Filter Flow Control. A.W.W.A. 12th Federal Convention, Adelaide. 202 - 209.

CLEASBY, J.L. and BAUMANN, E.R. (1977). Wastewater Filtration. Design Considerations. Environmental Protection Agency Technology Transfer Seminar Publication, U.S.A.

ELLIS, K.V. (1980). The Tertiary Treatment of Sewages. Effluent and Water Treatment Journal, September, 422 - 430.

'FITZPATRICK, J.A. and SWANSON, C.L. (1980). Evaluation of Full-Scale Tertiary Wastewater Filters. United States Environmental Protection Agency Report, May (Cincinnatti, Ohio).

IVES, K.J. (1978). Filtration Process and Design. (University of London). Reprint.

Joint Committee of the Water Pollution Control Federation and the American Society of Civil Engineers (1977). Wastewater Treatment Plant Design - a Manual of Practice. (Lancastor Press Inc, U.S.A.)

KAWAMURA, S. (1975). Design and Operation of High-Rate Filters, Parts 1, 2 and 3. Journal A.W.W.A. October, 535 - 544, November, 653 - 662, December, 705 - 708.

STATE POLLUTION CONTROL COMMISSION (1976). Treatment Processes for Water Pollution Control in New South Wales. Information booklet, Sydney, Australia.

TOMLINSON, E.J. and JAGO, P.H. (1980). A Comparison of Upflow and Downflow Full-Scale Sand Filters for Tertiary Treatment of Sewage Effluent. Trib. Cebedeau, 444, 463 - 467.

ACKNOWLEDGEMENTS

I would like to thank many people within the Water Board who contributed in various ways, including personnel at Castle Hill, Quakers Hill, West Hornsby, Glenbrook, Mt. Riverview, St. Marys, Hornsby Heights and West Camden STP's. The significant contribution of John Macindoe, Elizabeth Seidl, Greg Mumford, Dick Browning, Graeme Dyer, Denise Prescott and Robert Pearson are gratefully acknowledged.

REMONTÉE DE LA NAPPE PHRÉATIQUE COMME TECHNIQUE DE CONCEPTION D'UN CHAMP D'ÉPURATION

par

Yves Barabé, Ing.
Hydro-Québec

RÉSUMÉ

Le présent exposé se limite exclusivement à l'influence de la remontée de la nappe, la problématique d'un champ d'épuration est beaucoup plus vaste (voir guide 450 p.).

Un champ d'épuration sain est par définition un système hydraulique en équilibre dynamique. L'eau supplémentaire qu'on injecte dans le sol ne doit pas dépasser la capacité naturelle du sol à évacuer ce surplus.

Dans l'écoulement hydraulique de l'eau la tranche colmatée possède une résistance beaucoup plus élevée que le concassé ou même le sol (voir guide chap. 10). La tranche colmatée est un goulot d'étranglement hydraulique.

On peut assimiler l'équilibre hydraulique d'un champ d'épuration au débit d'eau constant qu'il faut pour maintenir un niveau d'eau dans un entonnoir. Si on augmente le débit l'eau va remplir l'entonnoire (assimilée au concassé) et éventuellement déborder. Si on réduit le débit aucun problème ne survient. Il serait par contre complètement illogique de jouer à remplir l'entonnoir en négligeant aveuglément de se préoccuper où s'écoule l'eau une fois qu'elle a passé le goulot de l'entonnoir (assimilée à la tranche colmatée) on risquerait sérieusement de désagréables surprises.

Dans un champ d'épuration des surprises encore plus désagréables et coûteuses nous attendent si nous nous préoccupons seulement de passer l'eau au travers le goulot hydraulique qu'est la tranche colmatée, spécialement dans les champs communautaires.

INTRODUCTION

Après 15 années d'expérience avec les champs d'épuration communautaires à la Baie-James (H.Q., 10 @ 100 m^3/j) un rapport exhaustif (160 p.) sur le sujet en 1987 la rédaction du guide (450 p.) en 1989 (exclusivement les chapitres sur le fonctionnement la conception et la construction, du champs d'épuration lui-même) et les modifications pour la version finale en 1990, il est apparu évident que des lacunes importantes existaient dans l'évaluation du sol, la conception et la construction de l'élément épurateur par infiltration dans le sol.

L'approche des concepteurs souffre d'un manque de compréhension des mécanismes de fonctionnement d'un champ d'épuration. Les raisons sont multiples, une des principales étant l'absence d'intégration des différents phénomènes, cette absence étant elle-même dû à la difficulté de communication des différentes spécialitées dont relèvent ces phénomènes (hydrologie, géologie, microbiologie, chimie, physique).

Bien que cette intégration fut difficile et lente (5 ans) elle permit de définir les bases des principes de fonctionnement d'un élément épurateur par infiltration dans le sol (AQTE 1987). Cependant un élément essentiel manquait pour la conception si on voulait obtenir une probabilité élevée de réussite à long terme, spécialement avec les champs d'épuration communautaires.

Avec ceux-ci le taux de réussite était catastrophique comparativement aux systèmes résidentiels. Après plus d'une année de recherche d'hésitations et d'exploration des alternatives la remontée de la nappe s'est imposée comme la seule et unique explication possible.

Il fallu donc trouver une ou des méthodes d'évaluation de la remontée de la nappe et voir comment cette évaluation s'intégrerait dans la conception du champ d'épuration.

Les méthodes existantes révèlèrent d'agréables surprises, on pouvait dans une certaine mesure influencer la remontée de la nappe.

Bien que la remontée de la nappe soit un élément essentiel pour la conception d'un champ d'épuration, certains critères simples peuvent à eux seul compromettre la pérennité du système. Un exemple simple est l'utilisation de concassé non lavé ou mal lavé, la poussière très fine de concassage se logera à la surface d'infiltration réduisant la perméabilité du matelas colmatant à celle d'un sol argileux même si le sol sous-jacent est un sable grossier. Evidemment il y aura pas de problème de remontée de la nappe phréatique il y aura un regorgement dans le concassé jusqu'à la surface.

APPROCHE DE CONCEPTION

Essentiellement, le concepteur doit compléter deux étapes importantes pour réaliser la conception d'un élément épurateur. Les deux étapes sont entièrement distinctes l'une de l'autre, la deuxième servant à garantir le bon fonctionnement de la première.

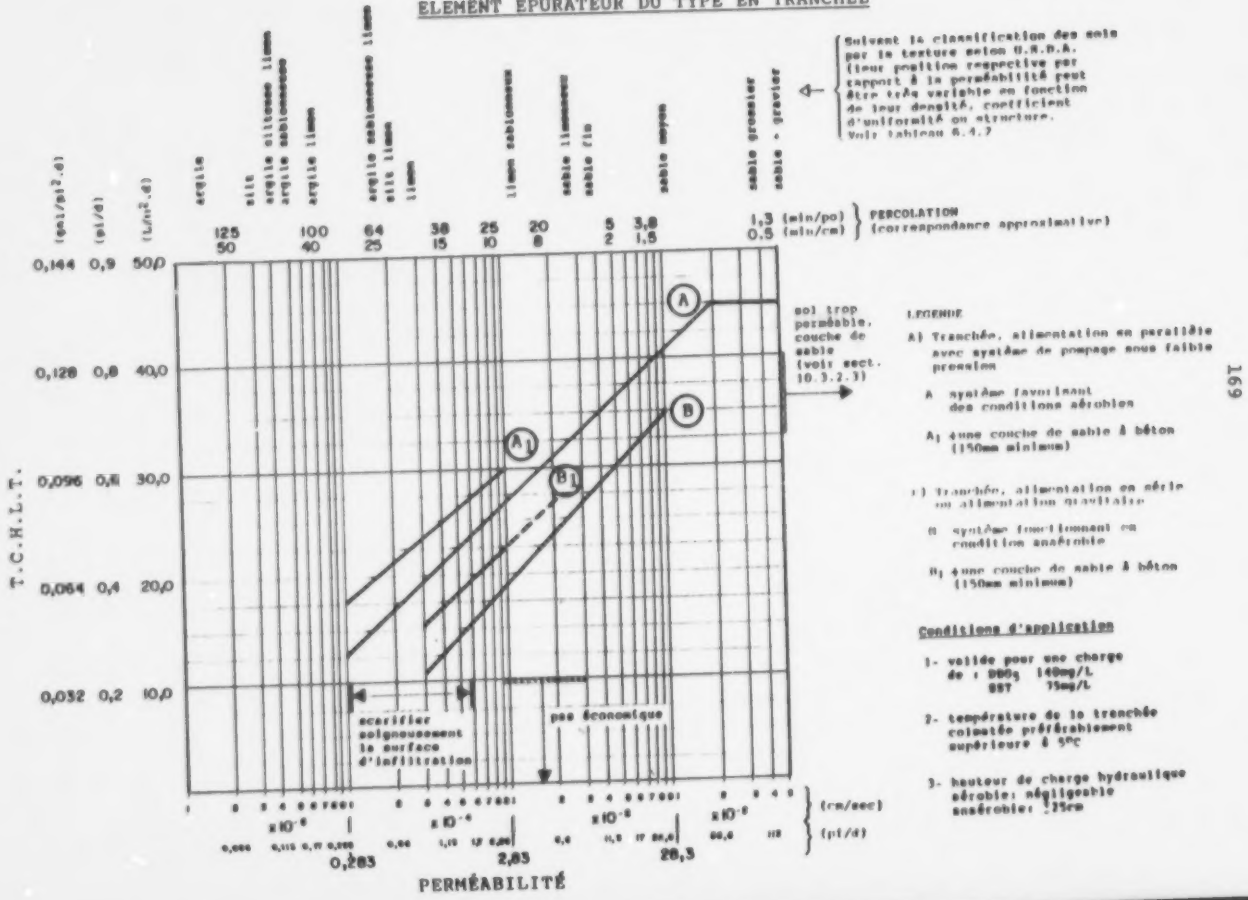
La première étape consiste à estimer le taux de charge hydraulique à long terme (T.C.H.L.T.) du sol où la tranche colmatée va se former (surface d'infiltration). Cette valeur empirique est déterminée en fonction de la caractérisation de la tranche de sol où la surface d'infiltration sera construite. Cette valeur permet d'évaluer la surface d'infiltration nécessaire afin d'éviter un regorgement dans le concassé et éventuellement en surface.

À cette étape, il n'y a qu'un simple tableau de conversion (fig. 11.2.2) et aucun calcul compliqué. Toutes les énergies doivent être concentrées sur la caractérisation la plus représentative possible du sol. La qualité et le nombre de tests de caractérisation du sol seront les principaux outils du concepteur. Il a donc intérêt à en surveiller personnellement l'exécution. De plus, une inspection visuelle du sol de la tranche colmatée jusqu'à la nappe (si possible) par le concepteur est indispensable pour interpréter les résultats des tests de caractérisation.

Après avoir complété cette étape, le concepteur doit vérifier l'évacuation hydraulique dans le sol sous la tranche colmatée. Deux critères, déjà énoncés, doivent être respectés, à savoir:

Figure 11.2.2

ELEMENT EPURATEUR DU TYPE EN TRANCHEE



1. Garder en tout temps un strict minimum de 600 mm de sol non saturé sous la tranche colmatée, à défaut de quoi le T.C.H.L.T. sera diminué par un facteur de 5 @ 10, avec les conséquences désastreuses qu'on peut imaginer (la surface d'infiltration devient de 5 à 10 fois trop petite donc, regorgement). Il est donc inutile de doubler la surface d'infiltration comme nous le verrons plus loin.

2. Eviter une résurgence en surface de l'eau qui a déjà traversé la tranche colmatée pour les éléments épurateurs sur un terrain en pente ou au sommet d'une pente (ou tertre à sable); bien que cette eau a été traitée dans une large mesure.

Afin d'effectuer cette vérification, le concepteur a présentement deux techniques à sa disposition, soit:

1. CALCUL DE LA REMONTÉE DE LA NAPPE PHRÉATIQUE

   Cette technique est particulièrement appropriée pour les sites caractérisés par une pente faible. Elle permet d'évaluer dans quelle mesure les critères énoncés précédemment seront respectés. On verra, plus loin quels facteurs le concepteur peut modifier pour limiter cette remontée et comment cette évaluation peut servir à prédire, quelques années à l'avance, la possibilité ou non d'un regorgement.

2. CALCUL DU BILAN HYDRAULIQUE

   Cette technique a été développée pour les sols à plusieurs horizons ayant des perméabilités différentes et particulièrement lorsque ceux-ci sont en pente. L'évaluation de l'écoulement hydraulique de l'eau traitée peut exiger des calculs répétitifs afin de trouver un arrangement acceptable. C'est ici que l'imagination du concepteur peut être le plus sollicité pour trouver une combinaison performante dans des cas difficiles.

En résumé, la procédure est donc la suivante:

1. Phase exploratoire: inspection visuelle (topographie sommaire) du site avec excavation du sol jusqu'à la nappe phréatique, et si possible, quelques analyses granulométriques.

2. Phase de pré-sélection: à partir des données de la phase exploratoire, déterminer un ou des arrangements possibles ainsi que le positionnement dans chacun des cas de la surface d'infiltration.

3. Faire exécuter les tests de caractérisation du sol en fonction de la conception préliminaire et des relevés topographique complets.

4. Choisir le T.C.H.L.T. approprié au sol récepteur choisi afin de déterminer la surface d'infiltration nécessaire.

5. Compléter ou modifier la conception préliminaire en fonction des données de l'item (3).

6. Évaluer la remontée de la nappe phréatique ou faire un bilan hydraulique vertical et horizontal pour valider le choix préliminaire. Etape décisive du processus.

7. Si le choix n'est pas validé ou si le concepteur veut vérifier d'autres solutions (optimisation), on recommence à l'étape numéro 1, 2 ou 3, suivant le cas.

Il ne faut pas négliger ou bâcler l'évaluation de la remontée de la nappe; il s'agit d'une étape décisive. Dans une installation résidentielle, la remontée atteindra environ 1 mètre dans des conditions défavorables; dans une installation communautaire, elle peut facilement atteindre quelques dizaines de mètres (voir tableau 11.4.8).

REMONTÉE DE LA NAPPE PHRÉATIQUE
DESCRIPTION

Il est impensable de vouloir concevoir un élément épurateur sans tenter d'estimer la remontée de la nappe phréatique. L'analogie la plus comparable consisterait à vouloir conduire une voiture les yeux fermés: le conducteur a très peu de chance de se rendre à destination même en roulant très lentement.

L'écoulement hydraulique dans un élément épurateur est limitatif à deux endroits:

1. À la tranche colmatée qui est un goulot d'étranglement hydraulique car elle est toujours moins perméable que le sol lui-même.

2. Une fois que l'eau a traversé la tranche colmatée c'est la capacité du sol à évacuer verticalement et surtout horizontalement cette eau qui doit être évaluée.

Cette dernière évaluation sert à garantir les conditions nécessaires au respect des valeurs empiriques (T.C.H.L.T.) de la tranche colmatée. Dans le cas contraire, ces valeurs empiriques peuvent être réduites par un facteur de 5 à 10.

L'évaluation de la remontée de la nappe phréatique sous un élément épurateur sera toujours empreinte d'une imprécision plus ou moins grande due au caractère non homogène du sol et à la difficulté d'évaluer sa performance sur toute la superficie nécessaire. Dans une installation communautaire, elle est essentielle, voire irremplaçable et déterminante. C'est ce calcul qui va définir le type d'élément épurateur, sa forme, sa localisation, et son orientation.

Il a été démontré que la précision du calcul de la remontée se situait entre 2% et 6% dans un sol homogène avec une perméabilité mesurée précisément et une remontée limitée à trois fois la hauteur saturée intiale. Les sols sont rarement homogènes et un seul ou quelques tests de perméabilité seront impuissants à rendre compte de cette variation, d'où l'importance pour le concepteur de s'assurer de la précision de ses tests, de leur localisation judicieuse et de faire une inspection visuelle du sol entre la nappe phréatique initiale et la surface d'infiltration future pour pondérer les tests de perméabilité, de granulométrie et de percolation, qui sont des mesures ponctuelles.

On verra dans les prochaines sections, l'importance de chacun des facteurs du calcul, et les situations qui peuvent fausser les résultats. L'expérience de ces nouvelles évaluations nous permettra de mieux évaluer dans le futur cette donnée essentielle et incontournable.

REMONTÉE DE LA NAPPE DANS LE TEMPS

Aux figures 11.4.1 et 11.4.2, on peut apprécier l'évolution de la remontée de la nappe à différents intervalles de temps. La méthode de calcul de Hantush la plus reconnue actuellement, a comme hypothèse de base que la nappe est infinie. De cette hypothèse résulte un accroissement continu de la nappe. En réalité, la remontée se stabilise car la nappe phréatique n'est pas infinie et resurgit toujours en surface à une certaine distance. Plus le point de résurgence de la nappe est près de l'élément épurateur, plus cette hypothèse introduit un facteur de sécurité important en limitant la remontée maximale possible.

On peut voir aux mêmes figures que l'accroissement diminue considérablement avec le temps. L'accroissement est approximativement de 9% à chaque fois que l'on double le temps, pour le maximum de la remontée et après un temps minimum de 3 ans.

Pour ces deux raisons, le calcul pour des éléments épurateurs peut être basé sur une période de 12 ans même si l'espérance de vie de l'élément épurateur est le double.

On réalise que la remontée de la nappe s'étale sur plusieurs années. Elle serait l'explication la plus plausible pour les systèmes qui, dans le passé, ont fonctionné quelques années puis ont subitement regorgé, sans aucun changement de condition. Lorsque la nappe rejoint la tranche colmatée, la perméabilité de celle-ci décroît progressivement jusqu'à un facteur de réducion de 5 à 10. L'élément épurateur regorge: il n'est pas complètement bouché, il est simplement 5 à 10 fois trop petit.

L'évaluation théorique de la remontée de la nappe dans le temps comparée à l'évolution réelle relevée par les piézomètres au début de l'exploitation permettra:

1. dans l'immédiat: de prévoir si la remontée maximum sera inférieure ou supérieure à la remontée théorique. Si elle est plus rapide que prévu, on pourra prévoir à l'avance (mois, année) à quel moment elle atteindra la tranche colmatée et

Figure 11.4.1

INFLUENCE DU TEMPS
SUR LA
REMONTEE DE LA NAPPE

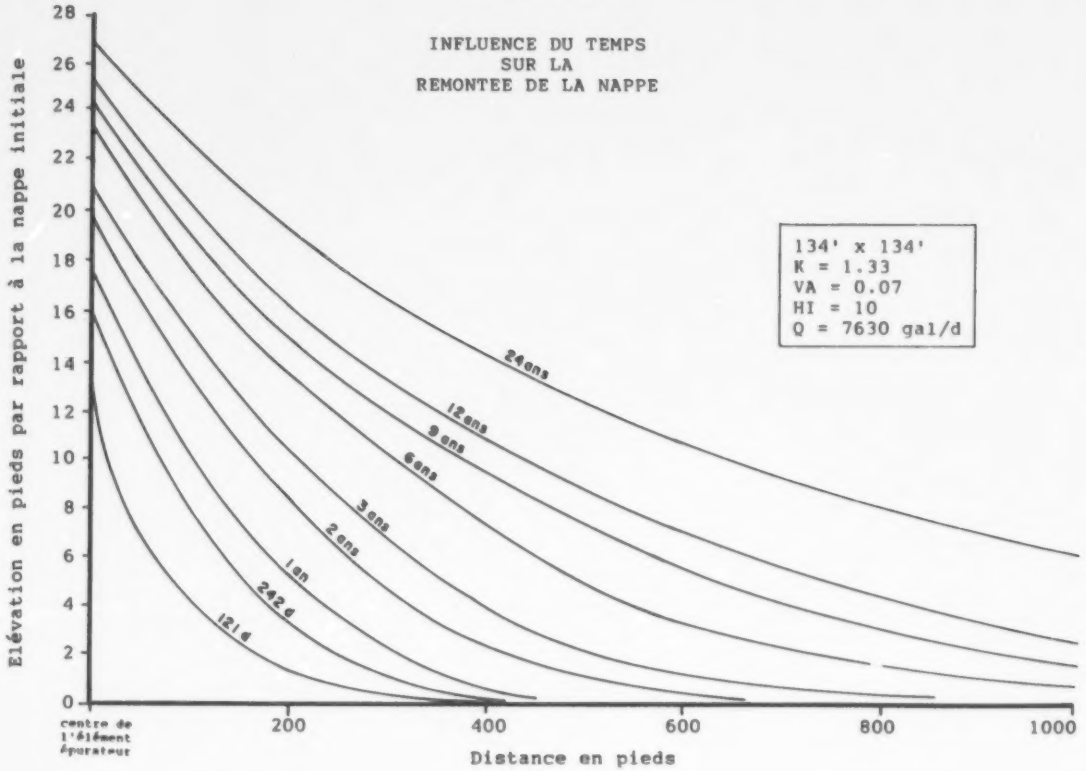
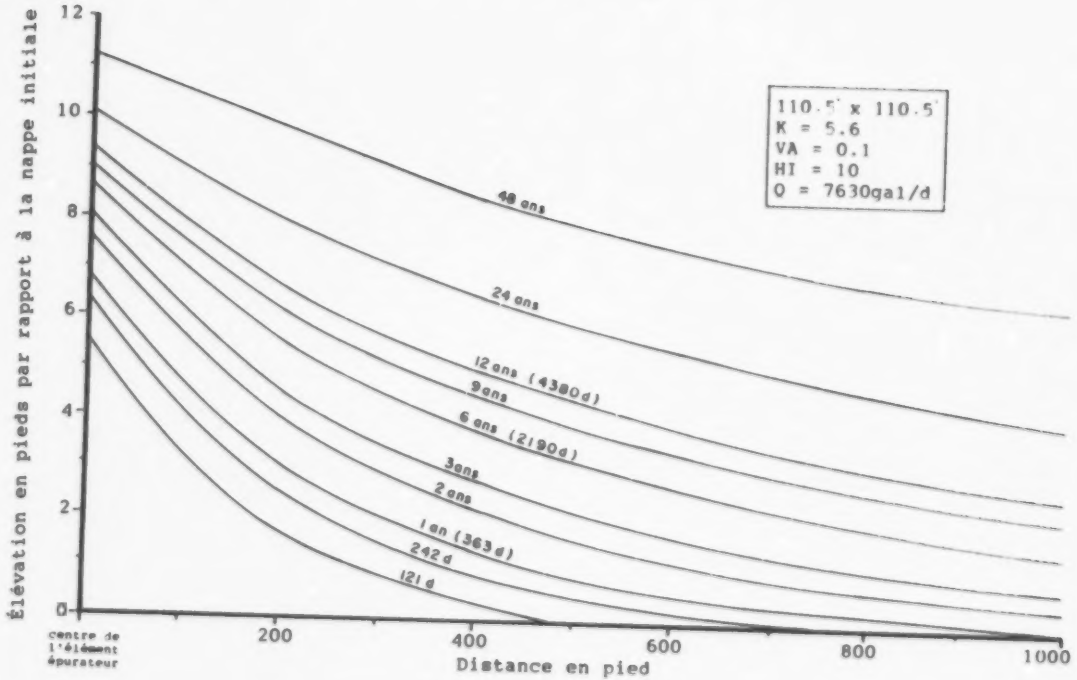


Figure 11.4.2

INFLUENCE DU TEMPS
SUR LA
REMONTÉE DE LA NAPPE



causera une condition désastreuse. Il sera possible de trouver et d'appliquer des solutions avant d'arriver à cette situation.

2. dans le future: d'accumuler des données précieuses qui nous permettront de raffiner l'évaluation de la remontée de la nappe en fonction des conditions réelles du sol.

Les valeurs du tableau 11.4.8 sont des évaluations théoriques de remontées de la nappe dans différentes conditions à partir de la formule de Hantush. L'évaluation a été faite pour une période de 2000 jours avec l'hypothèse d'un sol relativement homogène verticalement (entre la nappe et la couche imperméable) et horizontalement (sur l'étendue de la remontée). Le coefficient d'emmagasinement a été fixé arbitrairement à 0,2. Le taux d'application est basé sur la figure 11.2.2. La perméabilité est celle du sol entre la tranche colmatée et la couche imperméable. La dimension des éléments épurateurs a été choisie arbitrairement de forme carrée. Pour chacun des cas, au moins deux hauteurs saturées initiales ont été évaluées. La précision de la formule décroît lorsque la remontée est supérieure à trois fois la hauteur saturée initiale.

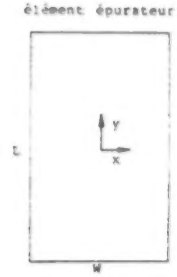
Ce tableau servira aux concepteurs pour estimer l'ordre de grandeur de la remontée par interpolation. Cette estimation rudimentaire peut servir à évaluer le potentiel d'évacuation hydraulique d'un site et l'ampleur des relevés nécessaires pour le site choisi lors de la phase exploratoire et de pré-sélection. Si l'estimation de la remontée est de beaucoup inférieure à la hauteur de sol disponible, les relevés nécessaires peuvent être réduits. Si la remontée est très près ou légèrement supérieure à la hauteur du sol disponible, on devra prendre des relevés de façon exhaustive. Si la remontée est considérablement supérieure à la hauteur de sol dsponible, on devra considérer faire plusieurs éléments épurateurs suffisamment distants l'un de l'autre. Comme on le verra dans les pages suivantes, le concepteur a quelques techniques qu'il peut utiliser pour réduire ces valeurs de remontée de la nappe.

INFLUENCE DE LA PERMÉABILITÉ DU SOL

La perméabilité considérée ici est la perméabilité "moyenne" du sol comprise entre la tranche colmatée et la surface imperméable. Donc, aussi bien la perméabilité du sol entre la tranche colmatée et la nappe que celle entre la nappe et la surface imperméable (voir figure 11.4.3). L'évaluation de la perméabilité du sol sous la nappe lorsque nécessaire peut se faire par des tests granulométriques lors d'un forage. Lors de l'inspection du sol entre la surface d'infiltration jusqu'à la nappe, il faut chercher à détecter la présence de minces couches de sol peu perméable (silt) qui compromettraient de façon importante l'écoulement vertical de l'eau et pourraient modifier radicalement la remontée de la nappe (inspection visuelle).

Au tableau 11.4.8, on peut constater immédiatement l'importance primordiale de la perméabilité sur la remontée (facteur d'influence de 25 maximum sur la remontée).

Figure 11.4.3


élément épurateur
Y
X
L
W

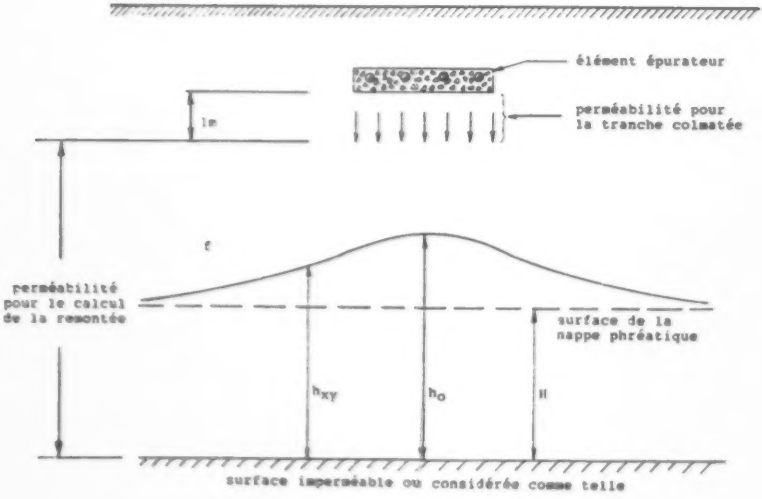

élément épurateur
perméabilité pour
la tranche colmatée
1m
perméabilité
pour le calcul
de la resontée
surface de la
nappe phréatique
h_{xy}
h_o
H
surface imperméable ou considérée comme telle

TABLEAU 11.4.8

CALCUL DE LA REMONTEE DE LA NAPPE

Charge hydraulique journalière moyenne sur une période variable de quelques mois (m³\d) (G\jr) - 1	Percolation approximative	perméabilité moyenne		Taux d'application (NA) (condition aérobie) - 2			Imperméabilisation surface	Pente	H saturée (pi) - 3	Remontée (pi)					
										Distance du centre du champ (pi)					
	min\cm	cm\sec	pi\jr	D\m².d	G\pi².jr	pi\jr	pi²	pi		MAX	200	400	600	900	1000
8	< 1,0	2 x 10^{-2}	113	45	0,9	0,144	1211	34,8	1	1,1	0,9	0,5	0,7	0,6	0,6
									10	0,6	0,6	0,5	0,5	0,5	0,5
(1080)	12	8 x 10^{-4}	1,9	25	0,5	0,08	2180	46,7	1	9,0	3,6	0,8	0,3	0,3	0,3
									10	4,5	2,0	1,1	0,7	0,5	0,3
	24	2 x 10^{-4}	0,56	15	0,35	0,055	3114	55,8	1	15,7	3,9	0,2	0,2	0,2	0,2
									10	10,1	3,2	1,1	0,4	0,2	0,2
	40	7 x 10^{-5}	0,198	10	0,2	0,032	5450	73,8	10	10,1	4,1	0,5	0,1	0,1	0,1
									20	13,7	3,7	0,9	0,2	0,1	0,1
12	< 1,0	2 x 10^{-2}	113	45	0,9	0,144	2807	53,9	1	1,7	1,3	1,1	1,0	0,9	0,8
									10	0,7	0,7	0,6	0,6	0,6	0,6
(2616)	8	2 x 10^{-3}	5,6	30	0,625	0,1	4186	64,7	1	8,9	4,8	2,6	1,1	0,5	0,4
									10	4,0	2,2	1,6	1,2	0,9	0,7
	16	4 x 10^{-4}	1,13	20	0,425	0,07	6155	78,5	1	17 ,	8,2	0,7	0,2	0,2	0,2
									10	12,0	5,4	2,6	1,2	0,6	0,4
	24	2 x 10^{-4}	0,56	15	0,35	0,055	7474	86,5	1	23,7	9,2	0,2	0,2	0,2	0,2
									10	17,4	7,0	2,4	0,7	0,3	0,2
20	< 1,0	2 x 10^{-2}	113	45	0,9	0,144	4844	69,6	1	2,2	1,7	1,5	1,2	1,1	1,0
									10	0,8	0,8	0,7	0,7	0,7	0,6
(4360)	8	2 x 10^{-3}	5,6	30	0,625	0,1	6976	83,5	1	10,7	6,5	3,9	1,8	0,8	0,4
									10	5,8	3,4	2,3	1,7	1,3	1,0
	16	4 x 10^{-4}	1,13	20	0,425	0,07	10 258	101,3	1	22,7	11,9	1,9	0,2	0,2	0,2
									10	16,5	8,3	4,11	1,9	0,8	0,4
	24	2 x 10^{-4}	0,56	15	0,35	0,055	12 457	111,6	1	29,9	14,1	0,2	0,2	0,2	0,2
									10	23,4	10,9	3,9	1,1	0,4	0,2
36	< 1,0	2 x 10^{-2}	113	45	0,9	0,144	9477	97,0	1	3,0	2,4	2,0	1,7	1,5	1,3
									10	1,1	1,0	0,9	0,8	0,8	0,7
(7630)	8	2 x 10^{-3}	5,6	30	0,625	0,1	12 208	110,5	1	14,1	9,3	6,0	3,3	0,9	0,4
									10	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
	16	4 x 10^{-4}	1,13	20	0,425	0,07	17 952	134,0	1	29,5	17,6	6,4	0,3	0,2	0,2
									10	23,9	13,1	6,9	3,2	1,3	0,6
	24	2 x 10^{-4}	0,56	15	0,35	0,055	21 800	147,6	1	38,6	21,4	0,3	0,2	0,2	0,2
									10	31,8	17,3	6,9	1,9	0,5	0,2
50	< 1,0	2 x 10^{-2}	113	45	0,9	0,144	12 111	110 0	1	3,8	3,0	2,5	2,1	1,8	1,6
									10	1,4	1,2	1,1	1,0	0,9	0,9
(10 900)	8	2 x 10^{-3}	5,6	30	0,625	0,1	17 440	132,0	1	18,7	11,6	7,9	4,7	1,5	0,5
									10	10,9	7,2	5,0	3,6	2,6	1,9
	16	4 x 10^{-4}	1,13	20	0,425	0,07	25 647	160,1	1	34,6	22,2	10,2	0,3	0,2	0,2
									10	27,9	17,3	9,5	4,5	1,8	0,7
	24	2 x 10^{-4}	0,56	15	0,35	0,055	31 142	176,5	1	45,3	27,5	0,3	0,2	0,2	0,2
									10	38,3	22,9	9,9	2,7	0,6	0,2

TABLEAU 11.4.8 (suite)

Charge hydraulique journalière moyenne sur une période variable de quelques mois (m³\d) (Ø\jr) - 1	Percolation approximative	perméabilité moyenne		Taux d'application (MA) (condition méroble) - 2			surface d'infiltration	ϕ pi²	H saturée (pi) - 3	Remontée (pi)					
	min\cm	cm\sec	pi\jr	L\m².d	Ø\pi².jr	pi\jr	pi²	pi		Distance du centre du champ (pi)					
										MAX	200	400	600	800	1000
75	< 1,0	2 x 10-3	113	45	0,9	0.144	18 166	134,8	1	4.6	3.8	3.1	2.7	2.4	2.1
(18 380)	6	2 x 10-3	5,6	30	0,625	0,1	26 160	161,7	10	1.8	1.8	1.6	1.2	1.1	1.0
	18	4 x 10-4	1,13	20	0,425	0,07	38 470	196,1	1	20.3	14.5	10.5	6.8	2.8	0.5
	24	2 x 10-4	0,56	15	0,35	0,055	46 714	216,1	10	14.2	9.9	7.0	5.1	3.7	3.7
									1	41.7	28.9	15.5	0.3	0.2	0.2
									10	34.7	23.5	13.6	6.8	2.8	1.0
									1	54.1	36.3	12.2	0.2	0.2	0.2
									10	47.1	31.0	14.8	4.3	0.9	0.3
100	< 1,0	2 x 10-3	113	45	0,9	0.144	24 222	156 8	1	5.3	4.5	3.8	3.2	2.8	2.5
(21 800)	6	2 x 10-3	5,6	30	0,625	0,1	34 880	186,8	10	2.2	1.9	1.7	1.5	1.3	1.3
	18	4 x 10-4	1,13	20	0,425	0,07	51 294	226,5	1	23.4	17.7	12.8	8.8	4.5	0.6
	24	2 x 10-4	0,56	15	0,35	0,055	62 285	249.6	10	17.0	12.4	8.8	6.5	4.8	3.5
									1	47.5	34.7	20.1	0.3	0.2	0.2
									10	40.5	28.9	17.5	9.2	3.7	1.3
									1	61.4	43.8	18.2	0.2	0.2	0.2
									10	54.3	38.2	19.6	6.2	1.2	0.3
150	< 1,0	2 x 10-3	113	45	0.9	0,144	36 3333	190,8	1	6.7	5.7	4.8	4.2	3.7	3.3
(32 700)	6	2 x 10-3	5.6	30	0.625	0.1	52 320	228,7	10	2.9	2.6	2.2	1.9	1.8	1.6
	18	4 x 10-4	1.13	20	0,425	0,07	78 941	277.4	1	28.8	22.5	16.8	12.1	7.5	1.0
									10	21.6	16.8	12.3	9.2	6.8	5.0
									1	56.9	44.5	20.1	0.4	0.2	0.2
									10	49.7	38.3	24.5	13.8	6.0	2.0
200	< 1,0	2 x 10-3	113	45	0,9	0.144	48 444	220.1	1	7.7	6.6	5.8	5.0	4.4	4.0
(43 600)	6	3 x 10-3	8.5	33	0,675	0,108	64 592	254,2	10	3.6	3.3	2.8	2.4	2.2	2.0
	12	8 x 10-4	1,9	25	0.5	0.08	87 200	295,3	1	28.8	22.2	17.3	13.5	9.9	6.2
									10	20.2	16.4	12.4	9.7	7.7	6.01
									1	51.4	42.1	29.5	17.9	0.3	0.2
									10	44.4	35.7	24.8	16.6	10.0	5.1
250	< 1,0	2 x 10-3	113	45	0,9	0.144	60 555	246.0	1	8.6	7.7	6.5	5.7	5.1	4.6
(54 500)	6	3 x 10-3	8.5	33	0.675	0.108	80 740	284,2	10	4.2	3.9	3.2	2.8	2.6	2.3
	12	8 x 10-4	1.9	25	0.5	0.08	109 000	330,2	1	29.6	25.3	19.9	15.7	11.9	8.0
									10	23.0	19.2	14.7	11.7	8.3	7.3
									1	56.9	47.9	34.4	22.3	9.4	0.3
									10	49.7	41.5	29.5	20.2	12.6	6.6

NOTE: 1. La remontée de la nappe réagit peu aux pointes de débit hebdomadaires, mensuelles ou même annuelles, contrairement à la tranche colmatée.

2. Dans le cas d'un tertre à sable, c'est la base du tertre qui devient la surface d'infiltration. On doit calculer le taux de cette surface. Dans le cas des tranchées ou de plusieurs éléments épurateurs rapprochés, c'est la surface totale du système qu'on doit utiliser et calculer le taux à cette surface.

3. La hauteur saturée est la distance entre la nappe phréatique initiale et la couche de sol sous-jacente imperméable ou considérée comme telle (10-6 cm\sec).

INFLUENCE DE LA DISTANCE VERTICALE ENTRE LA COUCHE IMPERMÉABLE ET LA NAPPE (H sat)

D'après l'expertise actuelle, la précision de la formule de Hantush (2%) est respectée lorsque la remontée maximum est limitée à environ trois fois la hauteur saturée initiale (Hsat) sinon la précision diminue. Le tableau 11.4.9 donne deux exemples des variations de la remontée en fonction de Hsat. On note immédiatement une chute importante de la remontée avec l'augmentation de Hsat surtout lorsque les valeurs de Hsat sont faibles. La valeur de Hsat doit être valable en théorie sur toute l'étendue de la remontée (facteur d'influence maximum de 10).

Ce facteur est utile exclusivement pour diminuer le maximum de la remontée (sous tranche colmatée), en fait l'étendue de celle-ci est soit semblable, soit plus prononcée.

Il devient donc très important lors des relevés du site de bien faire évaluer cette donnée, spécialement lorsque les conditions sont critiques. On peut faire exécuter des forages à cette fin.

INFLUENCE DE LA CONFIGURATION DE L'ÉLÉMENT ÉPURATEUR

Le tableau 11.4.10 donne deux exemples des variations de la remontée en fonction de la longueur et de la largeur de l'élément épurateur. On constate pour les systèmes très longs et très étroits une réduction importante de la remontée, spécialement pour les sols moins perméables où justement, on risque de rencontrer le plus de problèmes. C'est une technique qui est de plus en plus utilisée dans les états du nord-est américain ainsi qu'en Nouvelle-Ecosse. Afin d'augmenter l'efficacité de cette technique, on place le sens de la longueur perpendiculaire à l'écoulement de la nappe (facteur d'influence maximum de 3).

INFLUENCE DU TAUX DE CHARGE ET DU COEFFICIENT D'EMMAGASINEMENT

Le tableau 11.4.11 démontre clairement qu'une réduction de 50% du taux de charge n'influence la remontée que dans une faible mesure (facteur d'influence maximum de 0,8). On réalise immédiatement que les coûts d'investissement supplémentaires associés à une telle mesure sont énormes en regard du résultat, en comparaison avec les coûts d'investigations supplémentaires du Hsat ou des tests de perméabilité plus représentatifs.

Le coefficient d'emmagasinement est la mesure des volumes de vide dans le sol que l'eau peut remplir. Elle est donc toujours plus petite que la porosité. D'après la figure 11.4.7, on réalise que pour le cas des éléments épurateurs, ce coefficient devrait se situer entre 0,15 et 0,35. Le tableau 11.4.12 démontre clairement que ce facteur a une faible incidence sur la remontée de la nappe (facteur d'influence maximum de 0,1). Les méthodes de mesure de ce coefficient sont complexes et peu usuelles. En conséquence, il est préférable de les estimer sécuritairement (voir figure 11.4.7).

Les tableaux 11.4.13 et 11.4.14 donnent aussi les résultats de différentes combinaisons de facteurs possibles.

TABLEAU 11.4.9

INFLUENCE DE LA DISTANCE VERTICALE
ENTRE LA COUCHE IMPERMEABLE ET LA NAPPE INITIALE SUR LA REMONTEE
(f = 0,2)

Charge Gal\jr (m^3\d)	T (jr)	L x L (pi x pi)	K (pi\jr)	VA (pi\jr)	Hsat (pi)	Remontée (pi) Distance horizontale du centre					
						Max 0	200	400	600	800	1000
7630	2000	148 x	0,56	0,055	1	38,6	21,4	0,3	0,2	0,2	0,2
(35)		148			10	31,8	17,3	6,9	1,9	0,5	0,2
					20	26,1	14,1	6,7	2,9	1,2	0,5
					30	22,0	11,9	6,2	3,2	1,6	0,8
					40	18,8	10,3	5,7	3,2	1,8	1,0
					60	14,6	8,2	4,8	3,0	1,9	1,2
					100	10,1	6,0	3,8	2,6	1,9	1,3
7630	2000	110,5 x	5,6	0,1	1	14,1	9,3	6,0	3,3	0,9	0,4
(35)		110,5			10	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
					20	5,7	3,7	2,6	2,0	1,6	1,3
					30	4,2	2,9	2,1	1,7	1,4	1,2
					40	3,4	2,4	1,8	1,5	1,3	1,1
					60	2,4	1,8	1,4	1,2	1,1	0,9
					100	1,6	1,3	1,0	0,9	0,8	0,8

On note que la hauteur saturée initale est le deuxième facteur en importance dans l'estimation de la remontée de la nappe (facteur de 10)

TABLEAU 11.4.10

INFLUENCE DES DIMENSIONS DE L'ELEMENT EPURATEUR SUR LA REMONTEE DE LA NAPPE
(T = 2000 jrs, f = 0,2)

Charge Gal\jr (m³\d)	Hsat (pi)	K (pi\pi)	VA (pi\jr)	Dimension	Remontée (pi) Distance horizontale du centre (pi)					
					Max 0	200	400	600	800	1000
7630 (35)	10	0,56	0,055	148 x 148 (1 x 1)	31,9	17,3	7,0	1,9	0,5	0,2
				290 x 75 (1 x 4)	29,61	16,2	6,5	1,8	0,5	0,2
				419 x 52 (1 x 8)	27,1	15,3	6,2	1,7	0,4	0,2
				589 x 37 (1 x 16)	24,1	13,9	5,7	1,5	0,4	0,2
				838 x 26 (1 x 32)	20,6	12,0	4,9	1,3	0,4	0,2
				1211 x 18 (1 x 64)	16,5	9,5	3,8	1,1	0,3	0,2
				1677 x 13 (1 x 128)	13,1	7,2	2,8	0,8	0,3	0,2
7630 (35)	10	5,6	0,1	110,5 x 110,5 (1 x 1)	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
				55 x 222 (1 x 4)	8,1	5,3	3,7	2,7	1,9	1,4
				39 x 313 (1 x 8)	7,7	5,2	3,6	2,6	1,9	1,4
				28 x 436 (1 x 16)	7,1	5,0	3,6	2,6	1,9	1,4
				20 x 610 (1 x 32)	6,5	4,8	3,5	2,5	1,9	1,4
				14 x 872 (1 x 64)	5,7	4,4	3,3	2,4	1,8	1,4
				10 x 1221 (1x 128)	5,0	4,0	3,1	2,3	1,7	1,3

On note que la géométrie de l'élément épurateur est le troisième facteur en importance dans l'estimation de la remontée de la nappe (facteur de 3)

TABLEAU 11.4.11

INFLUENCE DU TAUX DE CHARGE (V.A.)
SUR LA REMONTEE DE LA NAPPE

Charge Gal\jr (m^3\d)	f	T (jr)	Hsat (pi)	K (pi\jr)	Dimension L X L (pi X pi)	VA (pi\jr)	Remontée (pi) distance horizontale au centre (pi)					
							Max 0	200	400	600	800	1000
7630 (35)	0,2	2000	10	5,6	110,5 X 100,5	0,1	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
					134 X 134	0,07	8,5	5,4	3,7	2,6	1,9	1,4
					147,5 X 147,6	0,005	7,9	5,2	3,5	2,5	1,8	1,3

(facteur d'influence: 0,8)

TABLEAU 11.4.12

INFLUENCE DU COEFFICIENT D'EMMAGASINEMENT
SUR LA REMONTEE DE LA NAPPE

Charge Gal\jr (m^3\d)	f	T (jr)	Hsat (pi)	K (pi\jr)	Dimension L X L (pi X pi)	VA (pi\jr)	Remontée (pi) distance horizontale au centre (pi)					
							Max 0	200	400	600	800	1000
7630 (35)	0,2	2000	10	5,6	110,5 X 110,5	0,1	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
	0,15						8,9	5,8	4,2	3,1	2,4	1,9
	0,35						8,4	5,0	3,3	2,3	1,6	1,1
	0,25						8,1	4,6	2,8	1,8	1,2	0,8

(facteur d'influence: 0,1)

TABLEAU 11.4.13

INFLUENCE COMBINEE DES TAUX DE CHARGE ET DES DIMENSIONS SUR LA REMONTEE DE LA NAPPE

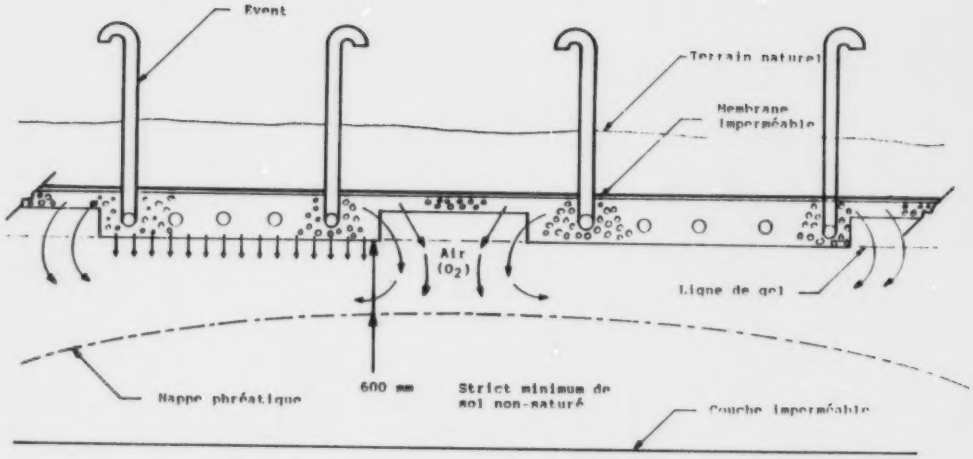
Charge Gal\jr (m^3\d)	f	T (jr)	Hsat (pi)	K (pi\jr)	Dimension L X L (pi X pi)	VA (pi\jr)	Remontée (pi) distance horizontale au centre (pi)					
							Max 0	200	400	600	800	1000
7630 (35)	0,2	2000	10	5,6	110,5 X 110,5	0,1	8,6	5,4	3,7	2,7	1,9	1,4
					589 X 37	0,055	6,3	4,6	3,3	2,4	1,7	1,2
					1211 X 18	0,055	4,8	3,8	2,9	2,1	1,6	1,1
					147,5 X 147,5	0,055	7,9	5,2	3,5	2,5	1,8	1,3

TABLEAU 11.4.14

INFLUENCE COMBINEE DES FACTEURS SUR LA REMONTEE DE LA NAPPE

Charge Gal\jr (m^3\d)	f	T (jr)	Hsat (pi)	K (pi\jr)	Dimension L X L (pi Xpi)	VA (pi\jr)	Remontée (pi) distance horizontale au centre (pi)					
							Max 0	200	400	600	800	1000
7630 (35)	0,2	2000	30	5,6	589 X 37	0,055	3,2	2,4	1,8	1,5	1,2	0,9
			10				6,3	4,6	3,3	2,4	1,7	1,2
	0,35	2000	30	5,6	1211 X 18	0,055	2,1	1,7	1,3	1,0	0,8	0,6

Figure 11.4.15



CONCLUSION

L'évaluation de la remontée de la nappe est la seule technique connue pour vérifier l'évacuation de l'eau traitée pour les sols plats ou à faible pente. Cette technique permet non seulement d'aider à respecter un des critères fondamentaux (min. 600 mm de sol non-saturé) du fonctionnement d'un élément épurateur mais elle évite certainement des erreurs grossières et désastreuses sous cet aspect.

En deuxième lieu, cette évaluation théorique permet, lorsque comparée au relevé préliminaire des piézomètres, de prédire suffisamment à l'avance le comportement réel de la remontée de la nappe avec ses conséquences potentielles.

On constate que les facteurs les plus influents sur la remontée sont la perméabilité (réelle) du sol ainsi que la hauteur de sol saturé initial (Hsat). L'estimation précise de cette perméabilité est déterminante sous cet aspect. Cette perméabilité peut être différente de celle de la tranche colmatée, car c'est la perméabilité du sol entre la couche imperméable jusqu'à un mètre sous la surface d'infiltration (tranche colmatée).

La hauteur de sol saturé est une donnée peu utilisée présentement; cependant, elle peut devenir aussi déterminante que la perméabilité. Lorsque les conditions sont difficiles, il peut être rentable d'investir dans une meilleure évaluation de cette hauteur, car s'il s'avère qu'elle est plus profonde que prévu initialement, les conséquences monétaires peuvent représenter une économie considérablement supérieure à l'investissement ou même rendre possible la construction d'un élément épurateur là où cela semblait impossible.

Il faut réaliser qu'une mauvaise distribution de l'effluent (système à gravité) peut avoir une influence à la hausse importante sur la remontée.

L'étendue de la remontée donne la distance à laquelle on peut placer un deuxième élément épurateur. Elle donne aussi les distances à l'extérieur de l'élément épurateur où certains sondages devraient être faits pour vérifier s'il n'y a pas de changement important de la perméabilité du sol ou de la hauteur saturée initiale de sol.

Ces changement pourraient avoir une influence négative ou positive sur la remontée de la nappe sous l'élément épurateur.

Comme on peut le constater aux tableaux 11.4.10 et 11.4.8, les éléments épurateurs carrés génèrent des remontées de nappe plus importantes particulièrement pour les débits élevés et les sols peu perméables.

Le critère du 600 mm de sol non-saturé sous la tranche colmatée assure la présence d'oxygène (nécessaire à la bio-dégradation du limon biologique). En outre, l'oxygène ne peut se renouveler qu'à partir du périmètre. Ces deux contraintes favorisent l'utilisation de systèmes longs et étroits plutôt que des éléments carrés lorsque le débit journalier est élevé.

Si des éléments épurateurs carrés sont possibles (nappe très profonde) et souhaitables (espace disponible), on devrait utiliser la configuration de la figure 11.4.15. Pour les systèmes volumineux, on devrait toujours prévoir des surfaces d'infiltration pour l'air afin d'oxygéner le sol sous la tranche colmatée.

Les valeurs du tableau 11.4.8 sont des évaluations théoriques de la remontée de la nappe sous des éléments épurateurs carrés dans différentes conditions. Ce tableau ne devrait être considéré que comme un outil d'estimation sommaire. Comme on l'a vu, le concepteur peut influencer ces valeurs de façon relativement importante.

L'étendue des tests et des observations devient une question essentiellement économique, spécialement pour les sites avec des conditions difficiles ou pour des débits quotidiens élevés.

Est-il préférable de ne faire que le minimum de tests et d'observations et d'évaluer de façon très sécuritaire la remontée de la nappe phréatique (si les conditions sont acceptables) ou est-il plus économique de faire une évaluation plus exhaustive (sondage pour déterminer Hsat, sondage à l'extérieur du champ, étendue de la remontée) afin d'optimiser la conception ou pour contourner des conditions ou contraintes difficiles.

D'une façon ou d'une autre, il faut évaluer la remontée de la nappe ou faire un bilan hydraulique.

BILAN HYDRAULIQUE

INTRODUCTION

Plus le sol ou les couches de sol sont en pente, moins le calcul de la remontée de la nappe suivant la méthode de Hantush rend la réalité. Dans la méthode de Hantush, l'hypotèse de base est une nappe infinie, donc sans écoulement, ce qui génère des remontées de nappe importantes et indéfinies. Lorsque le sol ou les couches de sol sont en pente, l'eau circule déjà par gravité. Si la pente est suffisante et la perméabilité élevée, l'eau peut être évacuée sans qu'il y ait de remontée de nappe.

Plus la pente est accentuée, plus le mouvement de l'eau est rapide, et moins accentuée sera la remontée de la nappe. Il s'agit donc d'évaluer la capacité de chaucune des couches de sol à évacuer l'eau.

La méthode décrite ci-après a été développée à l'Université du Wisconsin, spécialement pour les tertres à sable. Cette technique peut aussi être utilisée pour les autres types d'éléments épurateurs.

DESCRIPTION

Essentiellement, la technique consiste à fixer de façon empirique des valeurs de conductivité hydraulique verticale non-saturée (voir tableau 11.5.1) pour chacun des horizons de sol. Ces valeurs sont considérablement plus faibles que la perméabilité de chacun de ces horizons pour éviter une remontée de la nappe. Les horizons à faible conductivité nécessitent de plus grandes superficies et il y aura donc un écoulement horizontal dans la direction de la pente (voir figure 11.5.2). On estime les capacités limites du sol à accepter les écoulements verticaux mais surtout horizontaux dans le sens de la pente.

Habituellement, les systèmes construits sur une surface en pente sont longs et étroits (la surface d'infiltration doit être de niveau), la largeur du système étant parallèle à la pente et la longueur suivant les lignes de contour.

TABLEAU 11.5.1

RELATION ENTRE LE SOL ET LA CONDUCTIVITE HYDRAULIQUE VERTICALE NON-SATUREE ET HORIZONTALE SATUREE

TEXTURE - A	Conductivité hydraulique verticale non-saturée - C		Conductivité hydraulique horizontale saturée - B	
	USG\jr.pi²	cm\d	USG\jr.pi²	cm\d
Sable à béton	1,2	5,0	250	1000
Sable grossier	1,2	5,0	250	1000
Sable moyen	0,8	3,3	150	625
Limon Silt Limon Sable fin	0,7	2,9	60	250
Silt-limon dense argile silteux-limon	0,5	2,0	10	40
Argile-limon Argile	0,25	1,0	1	4

NOTE: Les valeurs sont établies pour un gradient hydraulique de 1.

A: Voir triangle de classification des sols (USDA).

B: La conductivité horizontale **saturée** est toujours beaucoup plus élevée que la conductivité verticale **non-saturée.** La différence est plus importante pour les sols très perméables.

C: La non-saturation est nécessaire pour le traitement; les valeurs indiquées sont empiriques.

La capacité hydraulique directionnelle du sol (direction de la pente) détermine le taux de charge par unité de longueur de l'élément épurateur, donc par déduction la largeur de l'élément épurateur.
Les étapes de la technique sont les suivantes:

1. Evaluer le site pour identifier les régions (horizon, couche, etc.) du sol où s'effectuera l'écoulement et caractériser ces régions.

2. Etablir les limites hydrauliques verticales et horizontales du système et établir le taux de charge acceptable de ces régions à partir de la caractérisation faite à l'étape 1. On fait cet exercise en prenant une coupe transversale de 1 pied de section dans le sens de la pente (figure 11.5.2).

3. Etablir la largeur d'application de la limite verticale et horizontale en fonction de taux de charge acceptables des différents horizons.

4. Etablir le taux de charge linéaire de l'élément épurateur.

5. Etablir la largeur d'application de chacun des horizons, d'après la conductivité hydraulique verticale et le taux de charge hydraulique linéaire de l'élément épurateur.

6. Etablir la largeur de l'élément épurateur lui-même d'après le taux de charge hydraulique linéaire et le taux de charge hydraulique à long terme (T.C.H.L.T.) de la tranche colmatée.

7. Déterminer la longueur de l'élément épurateur en fonction du débit quotidien et du taux de charge hydraulique linéaire.

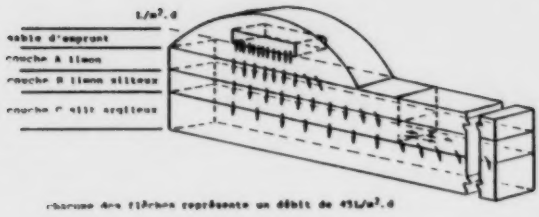
8. Terminer la conception en fonction des critères du présent guide.

EXEMPLE

L'exemple suivant a été choisi intentionnellement complexe afin d'illustrer toutes les facettes de la technique. C'est un tertre à sable reposant sur plusieurs horizons de sol en pente.

1. Evaluation du site
   L'horizon A est un limon (U.S.D.A.) de 1 pied (30 cm) de profondeur; l'horizon B est un silt-limon de 1 pied de profondeur et l'horizon C est un argile-limon peu perméable de 3 pieds de profondeur. La figure 11.5.3 indique les conductivités hydrauliques verticales non-saturées ou les Taux maximum d'Application Verticale (TAV) (empirique) de chacun des horizons déterminés à l'aide du tableau 11.5.1 Pour l'horizon B, la valeur du TAV a été choisie à 0,5 car le silt-limon

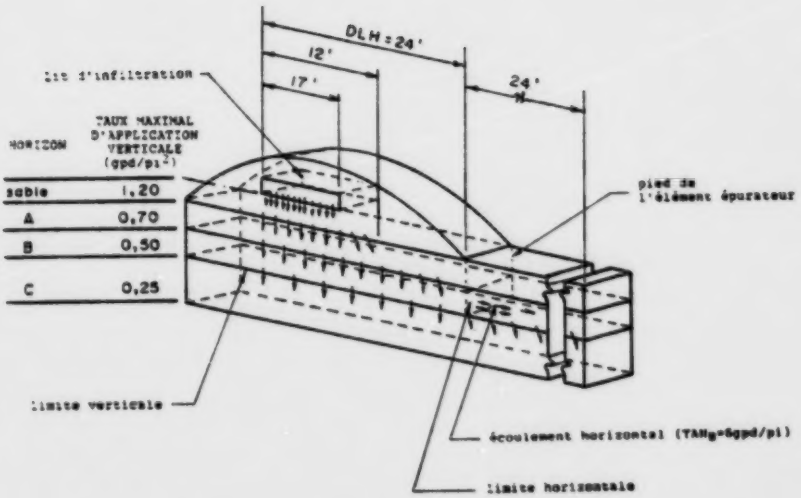
Figure 11.5.2



chacune des flèches représente un débit de 45L/m².d

SCHÉMATISATION DE L'ÉCOULEMENT
HYDRAULIQUE VERTICAL ET HORIZONTAL

Figure 11.5.3



2000 gal US/d (7600l/d) et pente de 10%

avait une structure plate et dense mais la conductivité hydraulique horizontale saturée ou Taux d'Application Horizontale (TAH) peut lui demeurer à 60 USG/pi^2.

2. Limites hydraulique
La limite verticale est évidemment l'horizon C avec un Taux maximum d'Application Vertical (TAV) de 0,25 USG/pi^2 (1 cm/d). La limite hydraulique horizontale est localisée à l'aval du pied du tertre à sable dans la direction de la pente. Elle dépend de la capacité du sol à évacuer l'eau horizontalement sans résurgence. D'après le tableau 11.5.1, la conductivité hydraulique horizontale (TAH) est estimée à 60 USG/jr.pi^2 (250 cm/d) autant pour l'horizon A que B.

Pour assurer des conditions acceptables au pied du tertre, nous supposerons qu'aucun écoulement horizontal ne s'effectue dans l'horizon A. Il faut maintenant définir la Charge maximale d'Application Horizontale (CAH) de l'horizon B, soit CAHB.
Donc:

CAHb = K xA x dH/dx

K = conductivité horizontale saturée (TAHB)
(perméabilité)

K = 60 U.S.G./jr.pi^2

A = surface d'infiltration de l'écoulement horizontal (on utilise une section 1 pi parallèle à la pente)

A = 1 pi (largeur section) x 1 pi (profondeur horizon B)

$\frac{dH}{dx}$ = gradient hydraulique (pente)

$\frac{dH}{dx}$ = 0,1

CAHB = 60 U.S.G./pi^2 x 1 pi^2 x 0,1

CAHB = 6 U.S.G. (pour la section de 1 pi)

La Charge maximale d'Application Horizontale de l'horizon B est donc de 6 U.S.G /pi. Comme un écoulement horizontal est anticipé, il faut vérifier le sol en aval de l'élément épurateur pour déterminer s'il y a une restriction hydraulique. Dans les étapes suivantes, nous allons déterminer la distance en aval de l'élément épurateur, où cette Charge maximale d'Application Horizontale de l'horizon B (CAHB) est atteinte; c'est la limite horizontale.

3. Distance de la Limite Horizontale (DLH)
Cette distance limite où on atteint CAH sert aussi à définir la longueur de la surface d'application verticale. Comme on n'accepte pas d'écoulement horizontal dans l'horizon A, le taux de charge de l'horizon A ne doit pas dépasser le Taux maximal d'Application Vertical de l'horizon B (TAVB).
Considérons maintenant la section de l'horizon B:
L'équilibre hydraulique donne:

$$(DLH \times 1\ pi)\ TAVB - (DLH \times 1\ pi)\ TAVC = CAHB$$

$$DLH\ (TAVB - TAVC) = CAHB$$

$$DLH = \frac{CAHB}{TAVB - TAVC}$$

$$DLH = \frac{6\ U.S.G.}{(0,5 - 0,25)\ U.S.G./pi}$$

$$DLH = 24\ pi$$

TAVB = Taux maximal d'Application Vertical de l'horizon B

TAVC = Taux maximal d'Application Vertical de l'horizon C

CAHB = Charge maximale d'Application Horizontale de l'horizon B

4. Déterminer la charge linéaire (CL) de l'élément épurateur
- La charge linéaire (CL) de l'élément épurateur est à la somme des charges maximales d'application des limites (surface) verticales et horizontales du système donc (voir figure 11.5.1):

CL = (gallons par jour qui quittent la surface de limitation verticale du système) + (gallons par jour qui quittent la surface de limitation horizontale du système)

$$CL = TAVC\ (DLH \times 1\ pi) + CAHB$$

$$CL = (TAVC \times DLH) + CAHB$$

$$CL = (0,25\ U.S.G./pi^2 \times 24\ pi^2) + 6\ U.S.G.$$

$$CL = 12\ U.S.G.$$

5. Déterminer la largeur de chacun des horizons:
Largeur de l'horizon A = LAA

$$(LAA \times 1\ pi)\ TAVA = CL$$

$$(LAA \times 1 \text{ pi}) = \frac{CL}{TAVA}$$

$$LAA = \frac{CL}{TAVA \times 1 \text{ pi}}$$

$$LAA = \frac{12 \text{ U.S.G.}}{0,7 \text{ U.S.G./ pi}^2 \times 1 \text{ pi}}$$

$$LAA = 17 \text{ pi}$$

Largeur de l'horizon B = LAB

$$LAB = \frac{CL}{TAVB \times 1 \text{ pi}}$$

$$LAB = \frac{12 \text{ U.S.G.}}{0,5 \text{ U.S.G./pi}^2 \times 1 \text{ pi}}$$

Largeur de l'horizon C = LAC

$$LAC = \frac{CL}{TAVC \times 1 \text{ pi}}$$

6. Déterminer la largeur de l'élément épurateur: (LAEE):

$$LAEE = \frac{CL}{TCHLT \times 1 \text{ pi}}$$

$$LAEE = \frac{12 \text{ U.S.G.}}{1,0 \text{ U.S.G./ pi}^2 \times 1 \text{ pi}}$$

$$LAEE = 12 \text{ pi}$$

7. Déterminer la longueur de l'élément épurateur (LOEE):

$$LOEE = \frac{\text{Débit Quotidien}}{CL}$$

$$LOEE = \frac{2000 \text{ U.S.G.}}{12 \text{ U.S.G.}} \quad \text{(par pi. linéaire de l'élément épurateur)}$$

$$LOEE = 167 \text{ pi}$$

Le pied du tertre devrait rejoindre de préférence la limite horizontale du système (24 pi dans l'exemple) à titre de facteur de sécurité.

La largeur de l'horizon C est de 48 pi. À cette distance, il est assumé que l'eau s'écoule verticalement seulement. Donc, pour au moins cette distance, il ne faut aucun obstacle à l'écoulement de l'eau et aucun autre élément épurateur; c'est la limite ultime du sys-

tème. L'élément épurateur pourrait être fait d'une seule longueur ou de deux longueurs mais séparées par un strict minimum de 48 pi centre à centre et parallèles à la ligne de niveau.

CONCLUSION

La technique de calcul est plus simple que celle de la remontée de la nappe. Elle fait appel cependant à des valeurs empiriques au niveau de la conductivité hydraulique verticale non-saturée. Pour des conditions de sol moins difficiles, elle peut être appliquée pour des débits supérieurs. Dans l'état du Wisconsin, elle a été utilisée pour des débits jusqu'à 60 m^3/d. Il est évident qu'en théorie, plus le sol est en pente, plus le taux de charge linéaire (CL) est élevé. Cependant, des conditions pratiques limitent cet avantage: premièrement, la surface d'infiltration doit être parfaitement de niveau; cette contrainte limite sérieusement la largeur dans les sols à pente forte - 15% à 25%. Dans les sols à faible perméabilité, les pentes fortes ont tendance à faire résurgir l'eau en surface.

STATUS OF WASTEWATER GENERATION, ECONOMIC VALUE AND COST OF TREATMENT IN CLASS I CITIES

A.M. Bhardwaj, M. Pandey and R.C. Trivedi
Central Pollution Control Board, Delhi (India)

ABSTRACT

The problems related to pollution of water resources are becoming increasingly complex with growing population and urbanisation in India. Uncontrolled growth of population in urban centres is straining our available water resources both in respect of water supply and wastewater disposal. The 1981 census present that Class I cities accounted for more than 60% of the urban population in India. Keeping in view of the urban population concentration in Class I cities, an attempt was made to assess the civic water supply status in terms of quantity in Class I cities in the country and the fate of the resulted wastewater generation. The estimated wastewater generation from the Class I cities was about 12145 MLD. At present there is very little treatment and use made of the discharged wastewater. It was found that during last decade there was large increase in water supply facilities but absence of commensurate effort to properly dispose the sewage. The computed value of nutrients and organic matter present in the wastewater generated from these urban centres would be, in the order of Rs.1525 millions per year, whereas the cost of providing treatment plants for untreated municipal wastewater could be around Rs.9660 millions.

INTRODUCTION

Water is a prime natural resource and so vital to human life that the priority assigned to it cannot be compartmentalised. Wastewater invariably generate whenever water is put to beneficial uses. Approximately 80% of all water supplied for domestic use passes through the system as wastewater. By and large in India the wastewater is left untreated and either sinks into the ground as a potential pollutant of groundwater, or is discharged into the natural drainage system, causing pollution downstream from the point of discharge. Wastewater generated from urban areas is the major cause of pollution of surface waters in India.

There are fourteen major river basin in India. They share 83% of total drainage basin, contribute 85% of total surface flow and house 80% of the total population. Taking into consideration, the huge drainage basin area, major part of treated or untreated wastewater discharges emanating from the urban centres, finds their residence in these rivers. As the communities downstream are required to use the same water resources for their beneficial purposes, a break even location is needed to be sought for self purification of these water resources. Urban centres with a population over one lakh are defined as Class I cities. The 1981 census present that Class I cities accounted for over 60% of the urban population. Statement of details are shown in Table-1. There is a gradual rise in percent share of Class I cities population to total urban population and its share to total population of the country, as shown in Table-2, due to high growth rate and large scale migration of rural people in search of employment and better quality of living. During this century most of developmental activities concentrated in urban areas especially large cities only, including water supply and sanitation. Hence the wastewater generation is mostly shared by Class I cities. About 80% of the sewage generated in India is due to only Class I cities while Class II towns generate around 9%. The remaining sewage is generated by all other urban areas. Rural people generally do not generate any sewage and all their wastes are mostly recycled. Keeping in view the above facts an attempt is made to assess domestic water supply status in terms of quantity in Class I cities in the country and the fate of the wastewater generated as a result of the supply. The growth of Class I cities exert pressure on water resources in two ways. The increasing need for water to meet the domestic requirement and the impact of resultant wastewater discharge on the receiving waters have the commulative effect of deteriorating the quality of the receiving waters in India. The objective of this study is to highlight the increasing water supply and the absence of commensurate effort to properly take care of the wastewater discharge resulting from the supply. It is also expected to provide baseline for formulation of plans for proper disposal of sewage and restorating quality of rivers in the country.

TABLE-1: SIZE CLASSWISE URBAN POPULATION*.

Size Class	Population (Million)	Percent share to total urba urban population
(I) Population 1,00,000 and above	94.3	60.4
(II) Population 50,000 to 99,999	18.2	11.6
(III) Population 20,000 to 49,999	22.4	14.4
(IV) Population 10,000 to 19,999	14.9	9.5
(V) Population 5,000 to 9,999	5.6	3.6
(VI) Population less than 5,000	0.8	0.5
Total:	156.2	100.0

* Excludes Assam and Jammu and Kashmir.

TABLE-2: TREND OF CHANGE IN URBAN POPULATION*.

Census year	Total population (Million)	Urban population (Million)	Percent share of urban population to total population	Population of Class I cities (Million)	Percent share of Class I cities to urban population
1901	233.0	25.6	11.0	6.6	25.8
1911	246.0	25.6	10.4	7.0	27.3
1921	244.3	27.7	11.3	8.1	29.2
1931	270.7	33.0	12.2	10.1	30.6
1941	309.0	43.6	14.1	16.5	37.8
1951	349.8	61.6	17.6	27.3	44.3
1961	424.8	77.6	18.3	39.4	50.8
1971	528.9	107.0	20.2	60.1	56.2
1981	658.1	156.2	23.7	94.3	60.4

* Excludes Assam and Jammu and Kashmir.

METHODOLOGY

For obtaining the data from the civic bodies, questionnaires were prepared and circulated to the Class I city municipalities in all the States and Union Territories of India and State Public Health Engineering Departments. Observations of the study are based on the data received from these sources. The data were processed to obtain Statewise, Basinwise and national status of water supply and resulted wastewater generations in the Class I cities. Though identifying Class I cities are based on 1981 census report, in the calculation of per capita water supply, pollution load generation etc., projected population for 1988 in these cities were used. The municipalities provided the primary data as of 1987-88.

RESULTS AND DISCUSSION

Out of 218 Class I cities in India information for 212 cities were available which covers about 85% population of Class I cities. Among 212 Class I cities, 170 cities are located in 14 major river basins, 23 in coastal areas and 19 in non-major basin non-coastal areas, 80 cities are located in Ganga Basin alone. The total population of 212 Class I cities which was about 81 million during 1981 census is projected to about 103 million in 1988. The percent distribution of population in major river basin areas, coastal areas and non-major river basins are 72, 20 and 8 respectively. Surface water is the dominent source of organised water supply in Class I cities. The nations average for organised water supply in Class I cities is 147 litres per capita per day (lpcd).

Out of 212 only 3 cities namely Chandigarh, Bharuch and Bhilai Nagar have 100% population covered by sewerage system and only 18 cities have more than 75% of population covered by sewerage system. None of the twelve metropolitan cities (population more than a million) reported 100% coverage of population with sewerage facilities and only 6 have sewerage facilities covering more than 75% of the population. Among 212 cities only Bangalore and Bhilai Nagar are collecting 100% of the wastewater generated. A total of 12145 Million Litres (MLD) of wastewater is generated

every day from the organised sector of 212 Class I cities surveyed. Out of this 2633 MLD (22%) is collected. In metropolitan cities out of 6462 MLD wastewater generation, only 1493 MLD (23%) is collected. There are only 48 cities have the existance of wastewater treatment facilities, 20 cities have only primary treatment facilities, 15 have partial primary primary and partial secondary facilities and 13 have secondary treatment facilities. Among metropolitan cities, sewage treatment facilities in 4 cities have only primary treatment, 4 have partial primary partial secondary and 2 have secondary treatment facilities. Out of 12145 million litres wastewater generated per day, 2485 million litres comprising 20% gets primary or primary and secondary treatment before disposal. In metropolitan cities 30% of the wastewater gets some sort of treatment out of the 6462 million litres generated per day. The mode of disposal in 42 cities is on agriculture land, 44 into rivers either directly or through drains, 32 both on agriculture land and into rivers and 24 discharge into other receipient systems such as sea, lake, pond etc. Status of water supply and wastewater generation, collection and treatment in Class I cities is presented in Figure 1 as Statewise and in Figure 2 as basinwise.

Among the States, Maharashtra and Uttar Pradesh have highest number of C lass I cities, but in population Maharashtra takes the lead. Quantum of water supply and wastewater generations is highest in Maharashtra whereas wastewater collection and treatment capacity is highest in the Union Territory of Delhi. States having the lowest facilities of water supply and wastewater generation, collection and treatment are Meghalaya, Tripura and Manipur of North Eastern Region with one Class I city each.

In the river basins, Ganga basin having highest number of Class I cities, quantum of water supply, wastewater generation, collection and treatment; whereas the lowest quantum of water supply, wastewater generation, collection and treatment is in the basin of Brahmaputra, Pennar, Brahmani, Narmada and Subernrekha in chronological order.

In this study wastewater generation is taken as an indicator parameter to identify the major domestic pollution generating

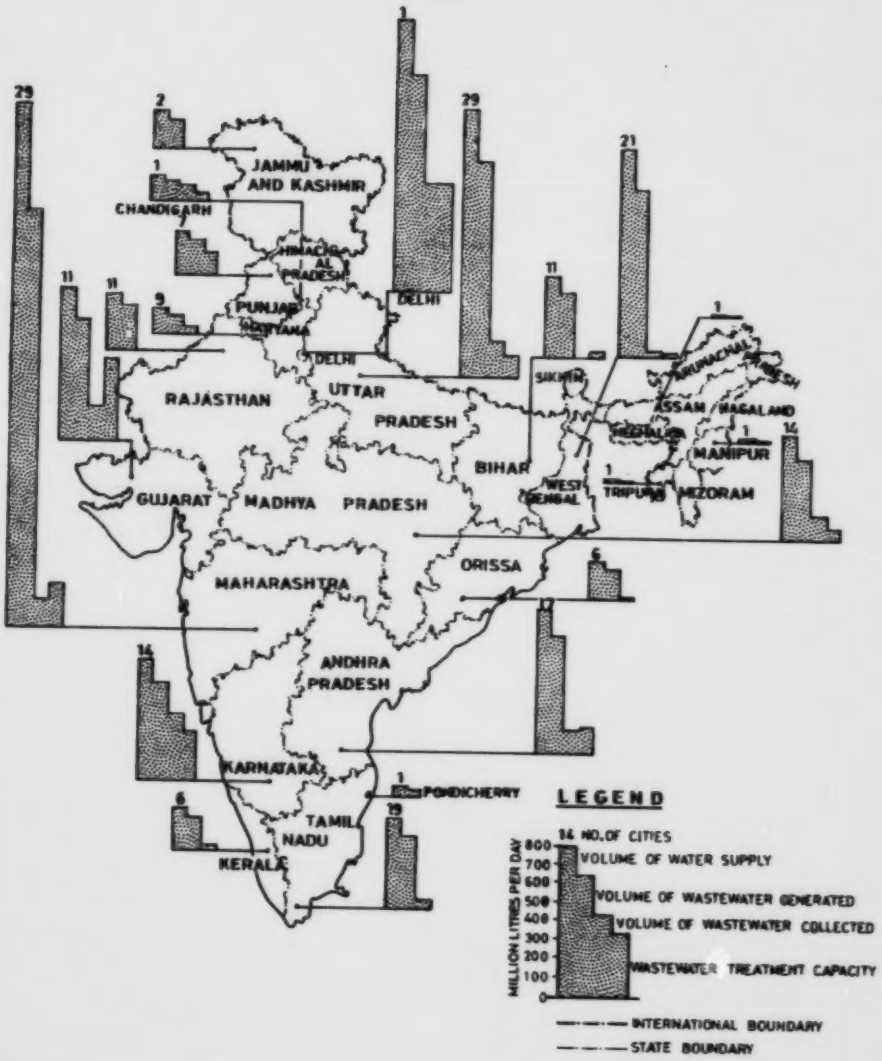


FIG. 1 STATEWISE SITUATION OF WATER SUPPLY, WASTEWATER GENERATION COLLECTION AND TREATMENT IN CLASS-I CITIES

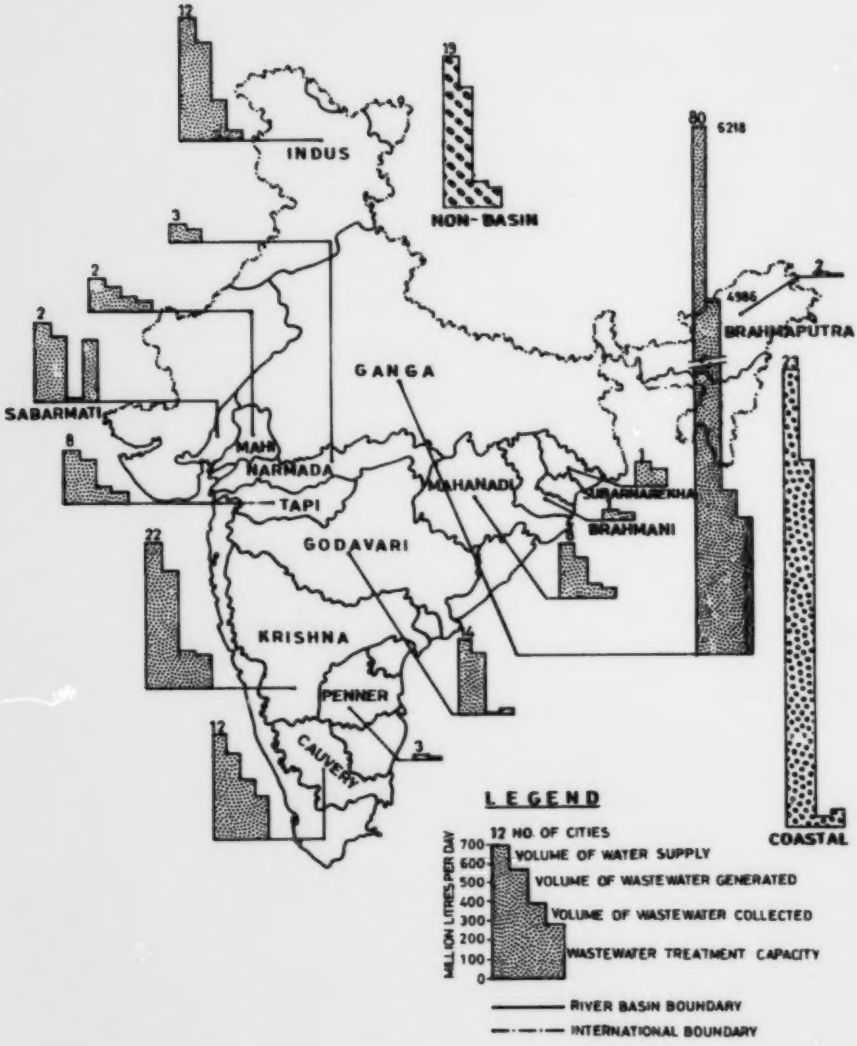


FIG.-2 BASINWISE SITUATION OF WATER SUPPLY WASTEWATER GENERATION COLLECTION AND TREATMENT IN CLASS-I CITIES

cities. 45 cities generating more than 50 million litres of wastewater per day and contributing 78% of total wastewater generated from 212 Class I cities are identified as major domestic pollution generating cities in India. The average wastewater generation per city per day is 57 MLD, therefore, the cities generating more than 50 MLD are considered to be major wastewater generating cities. The detailed information about these 45 cities in descending order of the volume of wastewater generation is given in Table-3.

The progress made in total water supply coverage in the country since 1970 in both urban and rural area was almost 2.5% annually slightly over the annual growth rate in the population. This was mainly due to gain made in rural water supply. The urban water coverage was well below the annual population growth rate and did not keep pace as clear from the Table 4. In sanitation the situation is quite different and much more severe. During the "Water Supply and Sanitation Decade (1981-90)" several water supply augmentation programmes have been launched with international assistance. This has resulted in considerable increase in water supply coverage in Class I cities (by 76%) during the decade 1978-88 (Table-5). Whereas during the same period the volume of wastewater collected and treated is reduced from 61.5 to 21.7% and 39 to 20% respectively.

It is clear from the Table-4 and 5 that there is a glaring gap between augmentation of water supply and sanitation facilities. Although the target fixed for sanitation to cover 100% population of Class I cities in the Decade but from the findings of the present study it is clear that the progress is far behind the target.

ECONOMIC VALUE OF WASTEWATER GENERATED FROM CLASS I CITIES

The characteristics of sewage varies from place to place and also from hour to hour at the same place depending on the climatic conditions, availability of water, dietary habits, social customs etc. The nutrients of sewage that farmers put into the production of food to feed the millions the huge organic and

TABLE-3: STATUS OF WASTEWATER GENERATION, COLLECTION AND TREATMENT IN MAJOR SEWAGE GENERATING CITIES.

Sl. No.	CITY NAME	ESTIMATED POPULATION 1988	Waste Water generated (MLD)	Waste Water collected (MLD)	Population Covered by sewerage system (%)	Treatment Plant Level	Treatment Plant Capacity
1.	Greater Bombay	10331657	1714.40	-	80	Primary	81.7
2.	Delhi	7464000	1480.00	745.00	75	Primary & Secondary	745.0
3.	Calcutta	4532213	780.88	-	-	Primary & Secondary	-
4.	Hyderabad	2700570	522.00	140.00	75	Primary & Secondary	140.0
5.	Ahmedabad	2648695	381.60	-	75	Primary & Secondary	382.0
6.	Bangalore	3820439	348.00	348.00	85	Primary	286.0
7.	Kanpur	1770154	325.60	160.00	60	Secondary	160.0
8.	Patna	1186180	233.90	-	20	Secondary	43.1
9.	Lucknow	1056225	221.60	-	-	-	-
10.	Madras	3880796	200.00	-	77	Secondary	-
11.	Nagpur	1549517	192.00	-	66	Primary (Not in operation)	45.4
12.	Pune	1527207	161.84	100.00	53	Primary	90.0
13.	Agra	776125	157.99	15.00	25		-
14.	Allahabad	727733	150.00	80.00	30		-
15.	Chandigarh	391346	144.00	105.75	100	Primary	68.0
16.	Surat	1088859	138.02	38.00	39	Primary	76.0
17.	Baroda	1007674	137.60	98.00	75	Primary & Secondary	81.0
18.	Varanasi	830540	136.00	-	75		-
19.	Jaipur	1350844	134.40	-	-		-
20.	Srinagar	764834	122.24	-	-		-
21.	Howrah	749050	118.80	-	-		-
22.	Ranchi	771854	117.00	-	-		-
23.	Indore	1090422	108.80	40.00	30	Primary & Secondary	-

Sl. No.	CITY NAME	ESTIMATED POPULATION 1988	Waste Water generated (MLD)	Waste Water collected (MLD)	Population Covered by sewerage system (%)	Treatment Plant Level	Treatment Plant Capacity
24.	Amritsar	717807	96.27	92.20	-		-
25.	Jammu	266292	87.20	-	-		-
26.	Bhilai Nagar	488039	85.50	85.50	100	Primary	95.5
27.	Mysore	590132	81.22	65.00	75	Primary & Secondary	-
28.	Cochin	647062	75.00	4.25	7	Secondary	4.5
29.	Madurai	983622	72.00	41.85	64		-
30.	Meerut	548770	68.34	-	-		
31.	Coimbatore	821903	68.21	10.44	40	Primary	-
32.	Bhubaneshwar	365776	68.00	21.60	37	Secondary	-
33.	Vijayawada	600535	65.52	18.36	25	Primary & Secondary	27.0
34.	Gwalior	657126	65.38	22.70	-		-
35.	Jabalpur	848763	65.37	-	-		-
36.	Sholapur	616138	65.20	38.00	90	Primary	54.0
37.	Thane	470490	63.20	18.00	50	Primary & Secondary	-
38.	Kolhapur	412574	60.48	-	75	Primary	21.8
39.	Bhopal	990232	56.30	-	-		-
40.	Cuttak	380204	56.12	-	-		-
41.	Trivandrum	573963	56.00	19.83	38	Primary	-
42.	Ulhasnagar	384352	56.00	-	-		-
43.	Vishakhapatnam	827777	54.37	-	-		-
44.	Jalandhar	511050	50.40	-	-		-
45.	Nasik	346977	50.40	-	25		-
	Total	65066568	9493.15	2357.48			2391
-	% of 45 Cities over 212 cities	63	78	90			96

TABLE-4: POPULATION SERVED WITH WATER SUPPLY AND SANITATION FACILITIES.

(In million)

Category	1970		1975		1981	
	Population	Percent	Population	Percent	Population	Percent
Water Supply						
Urban	66.3	60.8	107.0	83.8	115.5	77.8
Rural	25.0	5.7	86.0	17.9	162.1	30.9
Total	91.3	16.7	193.0	32.1	277.6	41.3
Sanitation						
Urban	30.0	27.5	35.5	27.8	40.0	26.9
Rural	0.5	00.1	01.7	00.4	2.8	0.5
Total	30.5	5.6	37.2	06.1	42.8	6.4

TABLE-5: AUGMENTATION IN WATER SUPPLY, SEWAGE COLLECTION AND TREATMENT FACILITIES IN CLASS I CITIES.

	Particulars	1978*	1988	Percent change
(1)	Number*	142	212	+ 49
(2)	Population**	60.3	80.7	+ 34
(3)	Total water supply	8639	15192	+ 76
(4)	Volume of wastewater generated	7007	12145	+ 73
(5)	Volume of wastewater collected	4307	2633	- 64
(6)	Percent of collected wastewater to total generated wastewater	61.5	21.7	- 40
(7)	Volume of wastewater treated	2756	2485	- 11
(8)	Percent of treated wastewater to total wastewater generated	39	20	- 19

* The data adopted from the Central Pollution Control Board's publication CUPS/6/1979-80.

inorganic nutrients thus flow to recipient water bodies is causing eutrophication. The average concentration of different nutrient and organic matter of untreated community wastewater and the economic value (1) of them are shown in Table-6.

TABLE 6: ECONOMIC VALUE OF THE WASTEWATER GENERATED FROM CLASS I CITIES OF INDIA.

Nutrients and organic matter	Average concentration (mg/l)	Concentration (Tonnes/year)	Total concentration (Tonnes/year)	Total value of the nutrients and organic matter (Million Rupees per year)	Grand total value of nutrients and organic matter (Million Rupees per year)
N	48	583	212795		
PO_4	11	134	48910	1419	1525.2
K	21	255	93075		
Organic matter	400	4858	1773170	105	
Value of water	-			1.2	

- Nutrient concentrations are taken from average of Indian cities.
- The values of nutrients and organic matter have been computed by assuming @ Rs.4000/- per tonnes of nutrients and @ Rs.59/- per tonnes of organic matter.
- The value of water for irrigation is also an appreciable amount and has been computed @ Rs.100 per MLD.

COST OF SEWAGE TREATMENT PLANTS

The cost of sewage treatment is to be divided in two parts (a) Cost of construction of sewage treatment system (b) Cost on operation and maintenance of sewage treatment plants.

(a) Capital cost of construction of sewage treatment system: Cost of providing sewage system is

about three times more costlier than provision of water supply. The present cost of providing water supply in various areas around Delhi is about Rs.15/- per square meter of plotted area against Rs.45/- per square meter required for sewer lines. This equivalent cost of laying sewers works out to Rs.450/- to Rs.550/- per capita. For sewerage systems capital cost will not only involve laying of internal sewers but will need more amount for trunk and peripheral sewers, pumping stations including rising mains and sewage treatment works with disposal arrangements.

The cost of construction of sewage treatment plants (2) in Delhi has been evaluated as a base line figure. The cost analysis details of few plants, varying in capacity and are designed with activated sludge process arrangements alongwith other normal units are shown in Table-7.

TABLE-7: COST OF SEWAGE TREATMENT PLANT IN DELHI (2).

(IN MILLION RUPEES)

Name of plant	Capacity (MLD)	Year of award	Cost of plant	Escalation effect	Total cost	Cost per MLD
Keshopur S.T.P.	181.6	1982	95.73	64.3	160.03	0.88
Rithala S.T.P.	181.6	1984	105.04	54.7	159.74	0.88
Kondli S.T.P.	113.5	1987	66.19	21.3	87.49	0.77
Vasant Kunj S.T.P.	9.08	1987	11.00	2.0	13.00	1.43

Cost of works alloted between the year 1982 to 1987 and after adding suitable escalation, on account of rise in the cost of labour and material, average cost of Sewage Treatment Plants works out to Rs.1 million per MLD for the sewage to be treated.

The study reveals that the existing wastewater treatment capacity in the Class I cities of country is 2485.42 MLD. The quantum of wastewater remains to be provided with treatment

facility from 212 Class I cities is 9660.07 MLD. The computed value in respect of treatment plants required for the remaining wastewaters to be treated, would be of the order of Rs.9660 millions.

CONCLUSION

The restoration of wholesomeness and improvement in quality of surface waters can be substantially achieved by providing funds to municipalities of Class I cities located near river banks for intercepting, diverting, treating and properly discharging the municipal wastewaters. It is understood from the experience of Ganga Action Plan (a plan being implemented for cleaning Ganga river) that it is possible to divert and treat sewage and recover biogas, manure, fish and algae from the wastewaters in a technically sound package and in a financially viable manner.

REFERENCE

(1) Community planning for Land Application of Waste in the Ganga Basin - An approach for Resource Recycling - Dr. M. Sengupta.

(2) Sewage treatment and related aspects, cost of sewage treatment plants and present fundings - S.S. Ramrakhyani, Seminar held at Central Pollution Control Board on "Pollution Problems of Delhi" during September, 1989.

2e ATELIER SUR L'EAU POTABLE

2nd WORKSHOP ON DRINKING WATER

DEVELOPMENT OF THE GUIDELINES FOR CANADIAN DRINKING WATER QUALITY

RICHARD S. TOBIN AND GRACE C. WOOD
HEALTH PROTECTION BRANCH
HEALTH AND WELFARE CANADA
OTTAWA, ONTARIO K1A 0L2

ABSTRACT

The **Guidelines for Canadian Drinking Water Quality** prescribe the limits for microbiological, chemical and radiological contaminants in water. The fourth edition of this document was published in March, 1990. The limits prescribed in this document are applied by provincial and federal authorities within their respective jurisdictions. These guidelines are developed and updated on an ongoing basis through the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water reporting to the Federal-Provincial Advisory Committee on Environmental and Occupational Health. The secretariat of the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water, the Department of National Health and Welfare, provides the scientific criteria for the parameters under review, with a recommended maximum concentration, based solely on health considerations. The Subcommittee then examines technical feasibility, analytical questions (such as the minimum quantitation limit) and other socio-economic factors. When the proposed guideline has been approved by the Subcommittee on Drinking Water, it passes to the next two senior levels of health committees, both of which require unanimous approval of all 10 provinces, territories and the federal government. The new recommended maximum concentration limits are denoted as 'proposed', in the subsequent version of **Guidelines for Canadian Drinking Water Quality** with a 1-year period for comment. If no evidence to question the number comes to light within one year, the maximum acceptable concentrations are considered final.

Some of the new guidelines and their basis will be discussed. These parameters include lead, arsenic, and microbiological indicators. The main priority is currently the development of a revised guideline for trihalomethanes.

INTRODUCTION

Drinking water quality is one of the preoccupations of the Canadian public as recently expressed during consultation on the Green Plan, the federal environmental agenda (Government of Canada, 1990). One of the most significant factors in the area of drinking water is that most of the responsibilities for the quality and quantity of drinking water belong to the provinces. The Constitution Acts affirm the ownership of natural resources by the provinces; the duty to provide safe drinking water is just one of the responsibilities that goes with it (Tobin, 1988). The Department of National Health and Welfare, although it has no national drinking water act to guide it, acts through the general powers of the Department of National Health and Welfare Act. It conducts research on water treatment, conducts national water quality surveys, and develops, in collaboration with the provinces and the territories, the Guidelines for Canadian Drinking Water Quality (Health and Welfare Canada, 1988), the document that prescribes the limits for

microbiological, chemical and radiological contaminants in water.

These guidelines are developed by a permanent Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water that reports to the Federal-Provincial Advisory Committee on Environmental and Occupational Health (in turn reporting to the Conference of Deputy Ministers of Health). This paper describes the process by which guidelines are developed, illustrates some of the recent guidelines and documents some of the guidelines that have been completed recently, as well as presenting some of the priorities for the future.

The primary reason for deriving drinking water guidelines is, of course, to safeguard human health. Because the concentrations of chemicals found in drinking water are usually very low, and drinking water is consumed daily, it is the chronic or longer term effects, including carcinogenesis, that are generally the most relevant in the derivation of drinking water guidelines, and it is these that are emphasized.

Drinking water should also be aesthetically satisfying to the consumer. The Guidelines for Canadian Drinking Water Quality were therefore derived both on the basis of potential health effects and consideration of aesthetic factors. In the case of chemical parameters for example, aesthetic factors were considered where such effects become evident at concentrations below or close to the maximum acceptable concentration based on health considerations.

The process used to derive guidelines involves two distinct phases for each parameter: risk assessment and risk management. These phases are not unique to the development of drinking water guidelines, but are an integral part of most approaches and models for the control of health risks posed by exposure to chemical substances. In the first phase, data on the health effects which a chemical can cause are gathered and evaluated, and one or more options to reduce a perceived risk are developed (Health and Welfare Canada, 1990). The recommendations in Phase 1 are developed principally by the technical Secretariat of the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water, provided by the Department of National Health and Welfare, which plays a lead role in contributing the expertise on health-related matters. In the second phase, the Subcommittee considers, in addition to the health data, the practicability, costs and potential benefits in light of other health protection priorities, and derives a guideline which is both practicable and protective of health.

For most types of toxic effects, it is believed that a threshold level of exposure exists, that is, a level below which the adverse effect will not occur even after long term exposure. For other toxic effects, notably carcinogenesis, it is assumed that there is some probability of harm at any level of exposure, that is, that no threshold exists. For this reason, two distinct approaches were adopted, one for chemicals with toxic effects other than cancer, and the other for potential carcinogens.

As a result, the first step in the process is to decide whether a chemical should be classified as a potential carcinogen or not, on the basis of the available evidence. For this purpose, a classification scheme was developed based on a modification of the scheme developed by the International Agency for Research on Cancer (IARC). The scheme used for classifying drinking water chemicals comprises five groups: chemicals carcinogenic or probably carcinogenic to man (Groups I and II), chemicals probably not

carcinogenic or not classifiable (Groups IV and V), and an intermediate group not clearly identifiable as carcinogenic because of lack of adequate data but considered possibly carcinogenic (Group III) (Health and Welfare Canada, 1990).

For chemicals that were classified as not carcinogenic (Groups IV or V), the maximum acceptable concentration was derived from a calculated acceptable daily intake (ADI). This is the traditional method used to derive guidelines, and that used for most substances. Studies using either laboratory animals, or when available, human data, are used to determine the maximum dose of a chemical that does not cause a toxic effect. The acceptable daily intake is then calculated by dividing the no-observed-adverse-effect-level (NOAEL) for the most significant response by an uncertainty factor. Ideally the NOAEL is obtained from a lifetime ingestion study, and/or appropriate studies in the most sensitive sub-populations. The size of the uncertainty factor is derived for each substance on a case-by-case basis, depending on the quality of the data. In general, it ranges from 100 to 5000 to take account of factors such as inter- and intra-species variation, the severity of the observed health effect, inadequacy of the data base, or lack of chronic studies. The MAC was then calculated from the ADI, taking into account the average body weight (70 kg) and daily consumption of drinking water (1.5 litres) of an adult Canadian. Intake from sources other than drinking water was also taken into consideration in derivation of the MAC from the ADI by apportionment of a certain percentage of total exposure to drinking water, with a generous (often 80%) apportionment to other sources in the environment such as food.

For chemicals that are considered to be carcinogenic (Groups I and II), it is assumed that there is some probability of harm at any level of exposure. Consequently, there is no threshold of exposure below which adverse effects will not occur, and therefore it is not possible to calculate an ADI value by the method just described. Ideally, carcinogens should be absent from drinking water, and the maximum acceptable concentration should be set at zero. However, no treatment technology can completely eliminate any chemical from drinking water, nor are methods available to measure chemicals reliably at extremely low concentrations. Moreover, the incremental risk which a carcinogen poses at sufficiently low concentrations in drinking water may be so small as to be essentially negligible or *de minimis*, especially in comparison to other risks commonly encountered in society.

For these chemicals, therefore, the objective is to keep exposure as close to zero as possible. In the case of drinking water, the lowest possible exposure can be achieved by use of best available technology in the water treatment process, and this is essentially used in Phase I by the Secretariat to provide a practical definition of zero. In Phase II, the Subcommittee and its parent committees then examine this recommendation in terms of its practicability to establish the MAC; i.e., they examine what is achievable at reasonable cost versus best available technology.

Maximum acceptable concentrations are then set as close to zero as reasonably practicable, on the basis of the following considerations:

- the MAC must be achievable by available water treatment methods at reasonable cost;

- wherever possible, the lifetime cancer risk associated with the MAC should be less than 10^{-5} to 10^{-6}, a range that is considered to be essentially negligible. In cases where intake from sources other than drinking water is considered significant the lifetime cancer risk should be less than the lower end of this range, i.e. 10^{-6};
- the MAC must also be reliably measurable by available analytical methods.

The last remaining category is those compounds not easily placed with regard to their carcinogenicity because of conflicting or inadequate data (Group III), classified as possibly carcinogenic to man. Guidelines for chemicals classified in this way are derived by the ADI approach in the same way as for the non-carcinogenic substances. However, an extra uncertainty factor is used, in addition to other uncertainty factors, to allow for the equivocal evidence of carcinogenicity.

In response to the possible presence of large numbers of chemicals in drinking water supplies, Canadian authorities have been broadening the scope of the Canadian Drinking Water Guidelines by developing guidelines for additional substances, as well as re-examining the adequacy of the guidelines developed in previous years.

The 1978 Guidelines made recommendations for 57 parameters, of which 42 were chemical substances or groups of related substances. Fifteen of these were pesticides and 3 were other synthetic organic chemicals or groups; 39 of the guidelines were set to protect health while the remainder were either aesthetic or physical parameters.

In 1987, the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking Water further broadened the scope of the Canadian Drinking Water Guidelines by developing recommendations for 37 additional substances, as well as re-examining the adequacy of the guidelines developed in 1978. The 1987 Guidelines included recommendations for some 94 parameters.

By 1990, a further 8 chemical parameters and one microbiological parameter have been reviewed, and modified or added to the guidelines. All except the guideline for sulphate were health-based recommendations (Table 1). Two parameters, the MACs for lead and arsenic, were important revisions to the old guidelines (see below).

An additional seven parameters were reviewed, but no substantial changes were found to be necessary. Aesthetic objectives were confirmed for five parameters. The MAC for barium is shown as an interim MAC in the 1989 edition of the Guidelines, but the Subcommittee recommendation was as a MAC. The MAC for nitrate remained the same as in 1987 and 1978, but was quoted in a different way, as 45 µg/L of nitrate rather than as 10 µg/L as nitrogen in nitrate. In addition, nitrite values are specified to be not more than one-tenth of the MAC. Nitrates and nitrites are ubiquitous in the environment, and are found commonly in foods, often as additives. High nitrate levels have been found frequently in drinking water, particularly in farm wells, as a result of contamination from the use of agricultural fertilizers and manure.

After review of the new data available, guidelines were not found to be necessary for ammonia, calcium, and magnesium, all substances found and required in the mammalian body.

TABLE 1. NEW OR CHANGED GUIDELINES - 1990 (mg/L)

PARAMETER	MAC OR IMAC	A.O.	FORMER VALUE
COLIFORM BACTERIA	0/100 mL[1,2]	---	10/100 mL
ARSENIC	0.025	---	0.05
1,2-DICHLOROETHANE	0.005	---	---
LEAD	0.01	---	0.05
NTA	0.40	---	0.05
PICLORAM	0.19	---	---
SULPHATE	---	<500	500 (MAC) <150 (AO)
TRICHLOROETHYLENE	0.05	---	---
TRIFLURALIN	0.045	---	---

[1] The operational definition of zero is given as not more than 10 total coliforms per 100 mL and no fecal coliforms.

[2] Resample if >200 background colonies per total coliform membrane filter or >500 heterotrophic plate counts per millilitre.

TABLE 2. GUIDELINES REMAINING UNCHANGED AFTER REVIEW (mg/L)

PARAMETER	MAC OR IMAC	A.O.
BARIUM	1.0	---
CHLORIDE	---	<250
IRON	---	<0.3
MANGANESE	---	<0.05
NITRATE	45 (10 as NO^3-N)	---
SULPHIDE	---	<0.05
ZINC	---	<5.0

NEW GUIDELINES

The new guidelines developed since publication of the 1987 version are examined below, in order to provide specific examples of how the approach is applied, and the effect of practical considerations on the final selection of a guideline. In several cases, such as lead and arsenic, potential practical problems of implementation of a guideline value caused difficulties in deciding on an appropriate number. Although implementation of the new guidelines for some of these parameters will probably still cause some difficulty for some suppliers, it is anticipated that most of these are likely to be relatively easily overcome.

MICROBIOLOGICAL CHARACTERISTICS

This guideline has been changed slightly to state that the

Maximum Acceptable Concentration of Total Coliforms is zero, with an operational definition of zero given as not more than 10 organisms per 100 mL, none of which should be fecal coliforms, and that they should not be present in any set of consecutive samples from the same site.

In addition to re-affirming the necessity of providing coliform-free drinking water the current version of the Guidelines emphasizes the importance of maintaining low levels of naturally-occurring aquatic bacteria in supplies. The heterotrophic plate count (HPC, formerly known as standard plate count) provides an index of the level of this population. In some jurisdictions the background colony counts on total coliform membrane filters are used as a convenient and inexpensive index of the HPC. Elevated HPC and background counts are not only an indication of increased concentrations of the general bacteria population but may also suppress the development of any coliform bacteria that may be present. Thus adherence to this guideline will reduce the probability of making an incorrect conclusion about the bacteriological safety of a supply. Furthermore the general population of bacteria in potable water may include opportunistic pathogens such as Aeromonas hydrophila, Pseudomonas aeruginosa and Flavobacterium spp. which could, under special circumstances, constitute a health risk.

ARSENIC

The development of a guideline for arsenic provides an excellent example of the effects of practical considerations on the selection of the guideline value. Review of the old guideline of 50 µg/L indicated that this value should be lowered considerably. Arsenic was one of the first parameters to be considered by the Federal-Provincial Subcommittee on Drinking water, but agreement on a new guideline has been one of the more contentious and slow processes in the revision of the guidelines, because of the need to balance practical considerations against the risk of adverse effects.

High concentrations of arsenic in drinking water have been associated with skin cancer (squamous cell and basal cell carcinomas), as well as with dermal lesions (some precancerous), peripheral neuropathy, peripheral vascular disease and possibly with other cancers of the internal organs, in Taiwan, Chile, Mexico, the U.S.A. and Canada.

Arsenic was therefore placed in Group I - carcinogenic to man. A quantitative risk estimate for skin cancer was made, based on a study of over 40,000 people in Taiwan, who were divided into three groups according to the amount of arsenic in their drinking water. For two of the three groups, concentrations were well above the maximum concentrations seen in Canada. The estimated range of levels in drinking water corresponding to lifetime skin cancer risks of 10^{-5} and 10^{-6} were approximately 0.05 and 0.005 µg/L respectively, and the unit risk, (i.e. the risk associated with 1 µg arsenic in 1 litre of water), is approximately 2 per 10,000 people. The risk, even at 1 µg/L, is therefore calculated to be greater than the range that is considered generally to be de minimus. However, several factors in this study may be responsible for overestimation of the risk for North American populations. These included concomitant exposure to other compounds in the drinking water, possible higher exposure from dietary sources, and the effect of severe dietary

deficiencies (low fat and low protein) in the Taiwanese study group.

Since arsenic is a human carcinogen, it is the goal to reduce exposure to a level as close to zero as possible, taking practicalities into consideration. As mentioned previously in the review of the approach to developing guidelines, the three most important considerations for arsenic were the availability and cost of treatment technology, the practical quantitation limit which in this case was 5 µg/L, and the risk estimation for cancer at low concentrations in drinking water.

There are a number of methods available to reduce arsenic concentrations in drinking water, such as coagulation/filtration, lime softening, activated alumina, reaction with ferric hydroxide, ion exchange and reverse osmosis. However, the efficiency of the method depends on the oxidation state of the arsenic (+3 or +5), the pH, and the initial concentration. Moreover, some of these methods are complex and expensive, while others are relatively inefficient at removing arsenic to concentrations near zero.

Examination of the drinking water supplies that were likely to need treatment, showed that the vast majority did not contain arsenic at levels above 5 µg/L, but that some small and mid-sized communities and individual well-owners (several hundred in Nova Scotia) were those most likely to need treatment because of levels in excess of 25 to 50 µg/L. Only activated alumina and reverse osmosis were suitable for the reduction of arsenic to low concentrations (5 to 10 µg/L), but these methods were considered too complex and costly for this group, which was technically and economically least able to put in place a complex treatment system.

High arsenic levels have been found in several areas in Canada, such as the Yukon, Manitoba and Nova Scotia. Elevated levels in well water in some areas result from the dissolution of naturally-occurring arsenic in bedrock. Arsenic in groundwater is generally associated with iron and/or manganese, which are commonly removed in smaller communities by use of manganese dioxide-coated filters. These are also capable of reducing arsenic concentration to 25 µg/L or less at reasonable cost and with relative ease of operation.

A guideline of 25 µg/L, one-half the former guideline, was agreed upon. Since the lifetime risk of skin cancer associated with 45 or more years of drinking water containing 25 µg/L was calculated to be quite high, $5.3*10^{-3}$, or 5.3 per thousand people, the MAC is designated as interim, to be reviewed periodically in light of developments in treatment technology and additional data on health risks which might give more appropriate risk estimates based on more realistic exposures for North American populations.

LEAD

Relatively low intakes of lead, associated with blood lead levels in the range of those observed in Canadian children, have been associated in a number of epidemiological studies,with adverse neurobehavioural and developmental effects in infants and young children. These defects, due to damage to the developing brain, appear to be irreversible. The NOAEL appeared to be at a blood lead concentration around 15 µg/decilitre for children. Application of an uncertainty factor of 2 gave a target blood lead level of 7.5 µg/dL. At this level as an average, 97% of children would be below the maximum of 15 µg/dL. Using a conversion factor relating dietary intake to blood lead concentrations, a tolerable daily intake of 3.5

µg/kg bw was derived; this was also the WHO Tolerable Daily Intake (TDI) derived recently (1986) specifically for children. This resulted in a guideline of 3 µg/L when the average percentage of current intake from drinking water was used as the allocation factor in the normal manner. This value was not considered to be practicable, because the quantitation limit varied between 3 and 10 µg/L depending on the type and amount of other substances in the water supply. However, intake from other sources has been declining in recent years and is suspected to continue to do so, thus allowing for a slightly greater allocation of the TDI to drinking water. In addition, it was calculated that an additional contribution of 10 µg lead per litre of drinking water would result in a maximum increase of 1 µg/dL in blood lead, within the analytical error of laboratories.

Other difficulties arise because the source of lead is not the water treatment plant, but the plumbing in homes and in older distribution systems which may have lead plumbing. Potentially great costs may be faced by some municipalities if they are forced to replace these systems immediately. The water treatment authorities have little control over this aspect of the problem.

FUTURE GUIDELINES

Twelve substances with existing guidelines based on pre-1978 data are now under review. These include four inorganics, the most important of which is fluoride, and eight organics, including trihalomethanes. Most of the organic parameters were pesticides, and they were generally, (but not always, depending on their importance and the issues at hand) assigned a lower priority for new work because of the availability of a pre-existing guideline.

REFERENCES

Government of Canada. 1990. A report on the Green Plan consultions.

Health and Welfare Canada, 1988. Guidelines for Canadian Drinking Water Quality. Supply and Services Canada.

Health and Welfare Canada, 1990. Guidelines for Canadian Drinking Water Quality - Supporting Documentation.

Tobin, R.S. 1988. Point-of-use water treatment devices in Canada: Legislation, Evaluation, Testing. In Drinking Water Treatment - Small System Alternatives, edited by P. Toft, R.S. Tobin, J. Sharp. Pergamon Press.

LE PLOMB DANS L'EAU POTABLE DES GARDERIES DE LA RÉGION DE QUÉBEC

Michel Lavoie, M.D., M.Sc.[1][2]; Patrick Levallois, M.D., M.Sc.[1][2]; Philippe Guerrier, M.Sc.[3]; Hiep Trinh Viet, ingénieur[4].

(1) Centre de Toxicologie du Québec, 2705 boulevard Laurier, Ste-Foy, Québec. G1V 4G2
(2) Département de santé communautaire du Centre Hospitalier de l'Université Laval, 2050 boul. St-Cyrille ouest, Ste-Foy, Québec. G1V 2K8
(3) Département de santé communautaire de l'Hôpital du Saint-Sacrement, 1050 Chemin Ste-Foy, Québec. G1S 4L8
(4) Ministère de l'Environnement du Québec, 2360 Chemin Ste-Foy, boîte 42, Sainte-Foy. G1V 4H2.

INTRODUCTION: Des études prospectives récentes réalisées chez l'enfant pendant les premières années de la vie ont montré que le plomb, même à faible dose, est un neurotoxique: certains troubles du développement psychomoteur sont associés à un niveau de plombémie aussi faible que 10 µg/L (Mushak et al., 1989; Dietrich et al., 1987; Bellinger et al., 1987). Le niveau de plombémie n'entraînant aucun effet chez le jeune enfant est fort probablement inférieur à 10 ug/dl (US-EPA, 1988). Il est donc important de réduire le plus possible l'apport quotidien en plomb des jeunes enfants en agissant sur toutes les sources modifiables d'exposition (US-ATSDR, 1988). Entre 5 et 30% de l'apport quotidien en plomb d'un enfant âgé de 2 ans provient de l'eau potable (US-EPA, 1988). À cet âge, l'eau peut même être la principale source d'exposition au plomb lorsqu'elle est fortement contaminée.

Au Québec, la concentration maximale permise (CMP) pour le plomb dans l'eau potable est actuellement de 50 µg/L (Règlement sur l'eau potable, 1984). Cette norme s'applique à un échantillon d'eau prélevé à un robinet après 5 minutes d'écoulement: elle concerne l'eau se trouvant dans la partie principale du réseau de distribution. Cette norme devrait prochainement être abaissée à 10 µg/L afin de réduire l'exposition potentielle au plomb des jeunes enfants.

La contamination de l'eau par le plomb survient le plus souvent au niveau de la ligne de service et au niveau de la tuyauterie à l'intérieur des bâtiments: elle est due à la corrosion du plomb présent dans les soudures, les tuyaux et les robinets (US-EPA, 1988; Desjardins et al, 1989). Le risque de contamination augmente avec le degré d'agressivité de l'eau (pH < 7 et alcalinité < 30 mg/L de $CaCO_3$), la température de l'eau (chaud > froid), le temps de stagnation de l'eau à l'intérieur de la tuyauterie et l'âge de la tuyauterie (surtout si < 5 ans) (US-EPA, 1988). Certains lieux tels les garderies et les écoles présentent un risque accru de contamination de l'eau par le plomb en raison de la présence possible de fontaines réfrigérantes contenant de nombreuses soudures au plomb et d'une stagnation prolongée de l'eau à l'intérieur de la tuyauterie le soir, les fins de semaine et pendant les vacances (Frakes et al., 1989; US-ATSDR,1988).

Au Québec, l'eau la plus susceptible d'être contaminée par le plomb, celle qui séjourne à l'intérieur de la tuyauterie, n'est donc pas visée par le Règlement sur l'eau potable (1984). En effet, les municipalités ne sont pas responsables de la concentration de plomb dans l'eau pour cette partie du réseau de distribution. Selon l'Environmental Protection Agency des États-Unis (1989), une eau de premier jet dont la concentration de plomb est supérieure à 20 µg/L représente un risque pour la santé des enfants. Un dépassement de ce seuil notamment dans les garderies et les écoles nécessite que des mesures soient prises pour diminuer la contamination de l'eau ou l'exposition des enfants à une eau contaminée (US-EPA, 1989).

OBJECTIF: Cette étude a pour objectif d'évaluer a)le risque pour la santé des enfants relié à la contamination de l'eau par le plomb dans les garderies de la région de Québec et b)l'importance des principaux facteurs de risque associés à la contamination de l'eau par le plomb. Seuls les résultats préliminaires de la première phase de cette étude sont ici présentés: ils se rapportent au degré de contamination par le plomb de l'eau provenant des robinets ou fontaines connectés au réseau

de distribution d'eau potable. L'effet de l'âge de la tuyauterie et de l'agressivité de l'eau sur la concentration de plomb ont aussi été étudiées.

MÉTHODOLOGIE: La population à l'étude est constituée des services de garde en garderie desservies par le réseau de distribution d'eau potable de la Ville de Sainte-Foy (N=19) et celui de la Ville de Québec (N=35).

La concentration de plomb de l'eau de consommation des garderies a été déterminée à partir d'échantillons d'eau froide prélevés le matin, les mercredi 25 avril et 2 mai 1990, avant l'arrivée des enfants. Ces prélèvements ont été effectués par un membre du personnel de chaque garderie formé par une technicienne en hygiène du milieu. Les échantillons ont été prélevés avec des bouteilles en polyéthylène de 250 millilitres dans lesquelles on avait ajouté 2 millilitres d'une solution d'acide nitrique à 10%. Un échantillon d'eau de premier jet (250 ml.) a été prélevé à chaque robinet et fontaines utilisés régulièrement par les enfants pour boire. De plus un échantillon d'eau (250 ml.) a été prélevé après 30 secondes d'écoulement uniquement au robinet le plus éloigné de la ligne de service parmi ceux utilisés régulièrement par les enfants pour boire. Les échantillons ont été transportés au laboratoire du Centre de toxicologie du Québec moins de 4 heures après avoir été prélevés en prenant soin de les garder au froid. La concentration de plomb a été déterminée par spectrophotométrie d'absorption atomique. Un contrôle de qualité interne et externe a été assuré pendant toute la durée de l'étude.

Les principaux facteurs susceptibles d'influencer la concentration de plomb de l'eau de premier jet et celle recueillie après 30 secondes ont également été documentés: l'âge de la tuyauterie située à l'intérieur des garderies, la composition des tuyaux utilisés pour installer la tuyauterie, le nombre de fontaines réfrigérantes alimentées en eau par le réseau de distribution, la concentration de plomb dans l'eau à la sortie de l'usine de filtration et le degré d'agressivité de l'eau estimé à partir de l'indice de Langelier (US-EPA, 1986). Cet indice a été calculé en tenant compte de plusieurs variables se rapportant à l'eau de chacun des réseaux en date du premier mai 1990: pH, alcalinité, dureté calcique, température et solides totaux dissous.

L'analyse statistique des données a été effectuée avec le logiciel Épi-info (CDC, 1990). En premier lieu, la concentration médiane des échantillons d'eau se rapportant à un même réseau a été calculée comme mesure de tendance centrale. Par la suite, les garderies ont été réparties selon le réseau de distribution d'eau potable, l'année d'installation de la tuyauterie et la concentration de plomb des échantillons d'eau de premier jet (> 50 µg/L) et de ceux prélevés après 30 secondes d'écoulement (> 10 µg/L). La répartition des garderies selon la concentration de plomb dans l'eau de premier jet a été effectuée à partir de la concentration médiane de plomb des échantillons prélevés dans une même garderie et selon la concentration maximale de plomb observée dans chaque garderie. Le test de chi-carré ou le test exact de Fisher ont été utilisés pour comparer entre-elles les proportions observées entre les 2 réseaux.

RÉSULTATS: Toutes les garderies éligibles sauf 2 ont accepté de participer à l'étude (52/54): 34 sont desservies en eau par le réseau de distribution de la Ville de Québec et 18 par celui de la Ville de Sainte-Foy. Selon les valeurs observées au moment de l'étude pour l'indice de Langelier, l'eau desservie par le réseau de la Ville de Québec était plus agressive (IL=-3.16; pH=6.8, alcalinité=8 mg/L de $CaCO_3$, dureté calcique=21 mg/L) que celle desservie par celui de la Ville de Sainte-Foy (IL=-1.43; pH=7.46, alcalinité= 40 mg/L de $CaCO_3$, dureté calcique = 48 mg/L). La concentration de plomb dans l'eau prélevée à la sortie de l'usine était inférieure à 1 µg/L pour les deux réseaux de distribution.

Vingt et un pourcent (21%) des garderies desservies par le réseau de distribution de la Ville de Québec ont une tuyauterie qui a été installée depuis 5 ans ou moins comparativement à 27% pour celles desservies par le réseau de la Ville de Sainte-Foy. La tuyauterie de toutes les garderies est constituée de tuyaux de cuivre. Parmi les fontaines réfrigérantes répertoriées, aucune n'était alimentée en eau par l'un des deux réseaux de distribution.

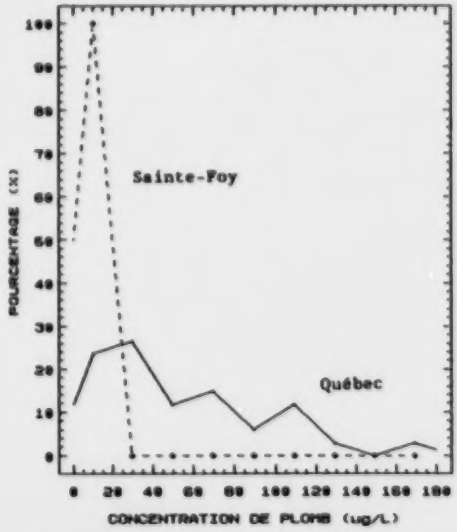
Au total, 189 échantillons d'eau de premier jet ont été prélevés dans les garderies desservies par le réseau de la Ville de Québec (médiane=39 µg/L; étendue: < 1 à 2508 µg/L) comparativement à 84 pour celles desservies par le réseau de la Ville de Sainte-Foy (médiane=8 µg/L; étendue: < 1 à 69 µg/L). Quatre-vingt-huit pourcent (30/34) des garderies desservies par le réseau de Québec ont au moins un échantillon d'eau de premier jet dont la concentration de plomb est supérieure à 50 µg/L comparativement à 11.2% (2/18) pour celles desservies par le réseau de la Ville de Sainte-Foy ($p < 0.001$). Le tableau 1 présente une analyse stratifiée de ces données selon l'année d'installation de la tuyauterie. Les résultats observés varient très peu d'une strate à l'autre pour un même réseau de distribution.

TABLEAU 1
RÉPARTITION DES GARDERIES AYANT AU MOINS UN ÉCHANTILLON D'EAU DE PREMIER JET DONT LA CONCENTRATION DE PLOMB EST SUPÉRIEURE A 50 µg/L SELON L'ANNÉE D'INSTALLATION DE LA TUYAUTERIE ET LE RÉSEAU DE DISTRIBUTION D'EAU POTABLE.

ANNÉE INSTALLATION TUYAUTERIE	CONCENTRATION PLOMB	RÉSEAU DE LA VILLE DE QUÉBEC		RÉSEAU DE LA VILLE DE SAINTE-FOY	
	(µg/L)	n	(%)	n	(%)
1984 et -	≤ 50	3	(11.1)	12	(92.3)
	> 50	24	(88.9)*	1	(7.7)
1985 et +	≤ 50	1	(14.3)	4	(80.0)
	> 50	6	(85.7)**	1	(20.0)

* $p < 0.001$
** $p = 0.07$

FIGURE 1



RÉPARTITION DES GARDERIES DONT LA CONCENTRATION MÉDIANE DE PLOMB DES ÉCHANTILLONS D'EAU DE PREMIER JET EST SUPÉRIEURE A 50 µg/L SELON LE RÉSEAU DE DISTRIBUTION D'EAU POTABLE

La figure 1 présente la répartition des garderies selon le réseau de distribution et la concentration médiane de plomb des échantillons d'eau de premier jet prélevés dans une même garderie. Plus de 40% (14/34) des garderies desservies par le réseau de la Ville de Québec ont une concentration médiane de plomb supérieure à 50 µg/L comparativement à 0.0% (0/18) pour celles desservies par le réseau de la Ville de Sainte-Foy (p = 0.001). Le tableau 2 présente une analyse stratifiée des mêmes données selon l'année d'installation de la tuyauterie. Pour le réseau de la Ville de Québec, la proportion de garderies dont la concentration médiane de plomb est supérieure à 50 µg/L diminue avec l'âge de la tuyauterie.

L'analyse des données relatives à l'échantillon d'eau prélevé après 30 secondes d'écoulement montre que 26.5% (9/34) des garderies desservies par le réseau de la Ville de Québec ont une concentration de plomb supérieure à 10 µg/L (médiane=4.5 µg/L; étendue: < 1 à 58 µg/L) comparativement à 5.6% (1/18) pour celles desservies par celui de la Ville de Sainte Foy (médiane= <1 µg/L; étendue: < 1 à 38 µg/L). Le tableau 3 présente une analyse stratifiée de ces données selon l'année d'installation de la tuyauterie. Les résultats observés sont très semblables d'une catégorie à l'autre pour un même réseau de distribution d'eau potable.

TABLEAU 2
RÉPARTITION DES GARDERIES DONT LA CONCENTRATION MÉDIANE DE PLOMB DES ÉCHANTILLONS D'EAU DE PREMIER JET EST SUPÉRIEURE A 50 µg/L SELON L'ANNÉE D'INSTALLATION DE LA TUYAUTERIE ET LE RÉSEAU DE DISTRIBUTION D'EAU POTABLE.

ANNÉE INSTALLATION TUYAUTERIE	CONCENTRATION PLOMB (médiane)	RÉSEAU DE LA VILLE DE QUÉBEC		RÉSEAU DE LA VILLE DE SAINTE-FOY	
	(µg/L)	n	(%)	n	(%)
1979 et -	≤ 50	15	(71.4)	12	(100.0)
	> 50	6	(28.6)*	0	(0.0)
1980 à 1984	≤ 50	3	(50.0)	1	(100.0)
	> 50	3	(50.0)**	0	(0.0)
1985 et +	≤ 50	2	(28.6)	5	(100.0)
	> 50	5	(71.4)***	0	(0.0)

* p = 0.06
** p = 1.00
*** p = 0.02

TABLEAU 3
RÉPARTITION DES GARDERIES DONT LA CONCENTRATION DE PLOMB DE L'ÉCHANTILLON PRÉLEVÉ APRES 30 SECONDES D'ÉCOULEMENT EST SUPÉRIEURE A 10 µg/L SELON LE RÉSEAU DE DISTRIBUTION D'EAU POTABLE ET L'ANNÉE D'INSTALLATION DE LA TUYAUTERIE.

ANNÉE INSTALLATION TUYAUTERIE	CONCENTRATION PLOMB (30 sec.)	RÉSEAU DE LA VILLE DE QUÉBEC		RÉSEAU DE LA VILLE DE SAINTE-FOY	
	(µg/L)	n	(%)	n	(%)
1984 et -	≤ 10	20	(74.1)	12	(92.3)
	> 10	7	(25.9)*	1	(7.7)
1985 et +	≤ 10	5	(71.4)	5	(100.0)
	> 10	2	(28.6)**	0	(0.0)

* p = 0.24
** p = 0.47

DISCUSSION: Les résultats observés dans cette étude concernent le degré de contamination de l'eau par le plomb dans les garderies étudiées à un moment bien précis de l'année. Ces résultats se rapportent également à un moment bien précis de la journée et de la semaine, soit le mercredi matin. Toutefois, ils sont probablement assez représentatifs de la situation qui prévalait à ce moment de l'année le mardi matin de même que le jeudi et vendredi matin. Cependant, ils sous-estiment très probablement les concentrations de plomb qui prévalaient le lundi matin.

Les résultats de cette étude vont dans le même sens que ceux déjà observés dans la littérature (US-EPA, 1988; Desjardins et al., 1989). L'eau de premier jet prélevée le matin dans les garderies avant l'arrivée des enfants, peut être fortement contaminée par le plomb. Les bâtiments les plus susceptibles de présenter une contamination importante de l'eau de premier jet sont ceux desservis par un réseau de distribution dont l'eau est particulièrement agressive (IL inférieur à -2). L'âge de la tuyauterie est également un facteur très important: les garderies dont la tuyauterie a été installée au cours des 5 dernières années sont plus à risque de présenter une contamination de l'eau par le plomb. Au delà de cette période, le risque de contamination diminue mais demeure tout de même très important en présence d'une eau particulièrement agressive, même lorsque la tuyauterie est installée depuis 10 ans et plus.

La concentration de plomb des échantillons d'eau prélevés après 30 secondes d'écoulement est beaucoup moins importante que celle observée pour l'eau de premier jet. Cette concentration est quand même supérieure à 10 µg/L pour le quart des garderies dont l'eau est particulièrement agressive (IL inférieur à -2), peu importe l'âge de la tuyauterie. La contamination plus importante de l'eau de premier jet peut être due à la présence de plomb dans certains des robinets échantillonnés et des nombreuses soudures au plomb souvent présentes dans la partie de la tuyauterie située près des robinets (Lee et al., 1989).

La contamination parfois importante de l'eau de premier jet par le plomb, observée dans certaines des garderies desservies par le réseau de la Ville de Québec, ne représente pas nécessairement un risque pour la santé des enfants fréquentant ces garderies. Dans la plupart des cas, la concentration de plomb dans l'eau est inférieure à 10 µg/L après seulement 30 secondes d'écoulement et est probablement bien en deça de ce seuil après 2 ou 3 minutes d'écoulement. La probabilité que l'exposition au plomb d'un enfant, via l'eau consommée à la garderie, entraîne une élévation notable de sa plombémie est sans doute très faible, mais demeure tout de même possible. Par mesure de prudence, il a donc été recommandé aux garderies rencontrant les critères suivants de faire couler l'eau le matin pendant assez longtemps pour purger la tuyauterie et tous les robinets utilisés régulièrement par les enfants pour boire: concentration de plomb supérieure à 20 µg/L pour au moins un des échantillons d'eau de premier jet et supérieure à 10 µg/L pour celui prélevé après 30 secondes d'écoulement. A cette occasion, un exemplaire du dépliant publié récemment par les ministères de l'Environnement du Québec et celui de la Santé et des Services Sociaux fut remis à chacune des garderies concernées: ce dépliant rappelle notamment l'importance de faire couler l'eau du robinet le matin avant d'en consommer (MENVIQ-MSS, 1990).

Certains facteurs potentiellement associés à une concentration élevée de plomb dans l'eau de premier jet n'ont pas été pris en considération, étant donnée la nature préliminaire de l'analyse effectuée: rénovation de certaines parties de la tuyauterie, dimension de la tuyauterie, mise à terre du système électrique via la tuyauterie, nature des constituants de la ligne de service, etc.. Une analyse subséquente incluant les données relatives à ces facteurs permettra d'évaluer le rôle spécifique du degré d'agressivité de l'eau. Cependant, il est peu probable que les garderies desservies par les deux réseaux diffèrent de façon significative en regard de ces facteurs de risque.

D'autres mesures que celles relatives à la purge quotidienne de la tuyauterie peuvent être envisagées pour réduire la contamination de l'eau par le plomb. Premièrement, il est important d'informer les garderies que le code de la tuyauterie du Québec (1989) interdit maintenant l'utilisation de soudures au plomb pour installer une nouvelle tuyauterie ou pour en rénover une ancienne. Il peut également être important de recommander le nettoyage régulier des filtres présents à l'extrémité de

certains robinets pour éliminer les particules de plomb qui pourraient s'y loger. La possibilité de réduire le degré d'agressivité de l'eau des garderies desservies par une eau particulièrement agressive (indice de Langelier inférieur à -2) doit aussi être envisagée (US-EPA, 1988; Desjardins et al., 1990). Finalement, il serait possible d'identifier certaines parties de la tuyauterie ou de la ligne de service responsables de la contamination de l'eau par le plomb et de proposer des mesures visant à les éliminer. Par exemple, il peut s'agir de remplacer un robinet ou une partie de la tuyauterie. Cette série de mesures a l'avantage de ne pas exiger de la part du personnel de la garderie et des enfants l'adoption de comportements parfois difficiles à mettre en pratique (ex: purger les robinets et la tuyauterie à tous les jours), mais peuvent être très onéreuses. La pertinence d'appliquer ces mesures sera discutée avec les municipalités et garderies concernées en tenant compte des analyses subséquentes et des caractéristiques spécifiques de chaque garderie.

RÉFÉRENCES:

Bellinger D., Leviton A., Waternaux C., Needleman H and Rabinowitz M. (1987). Longitudinal analyses of prenatal and postnatal lead exposure and early cognitive development. N Engl J Med; 316(17):1037-43.

Centre for Disease Control. (1990). Epi-Info Version 5: A word processing date base, and statistics system for epidemiology on microcomputers. Atlanta, GA; 30333.

Code de la plomberie du Québec. (1989). Décret 1516-89.

Desjardins R., Brisebois P. et Potvin L. (1989). Le plomb dans l'eau potable. Sciences et techniques de l'eau. Vol.22(1):21-29.

Desjardins R. et Landry D. (1990). Le contrôle du plomb dans l'eau potable. T.S.M.-L'EAU (85e année). No.4:189-93.

Dietrich K.N., Kraft K.M., Bornschein R.L., Hammond P.B., Berger O., Succop P.A. and Bier M. (1987). Low level fetal lead exposure effect on neurobehavioral development in early infancy. Pediatrics. Vol.80(5):721-30.

Frakes R.A., Bogdan G. and Jenks J. (1989). A comparative study of drinking water lead concentrations from refrigerated water fountains and matched faucets in the portland school district. Maine department of human services bureau of health. #1310-1015.

Lee R.G., Becker W.C. and Collins D.W. (1989). Lead at the tap: Sources and control. Journal AWWWA. July, pp.52-62.

MENVIQ-MSS. (1990). Attention au plomb dans l'eau potable. Ministère de l'Environnement et ministère de la Santé et des Services Sociaux. Québec. Bibliothèque nationale du Québec.

Mushak P., Davis J.M., Crocetti A.F. and Grant L.D. (1989). Prenatal and postnatal effects of low-level lead exposure: integrated summary of a report to the U.S. Congress on childhood lead poisoning. Environmental Research. 50:11-36.

Règlement sur l'eau potable. (1984). [Q-2,r.4.1]. Québec.

Sous-comité fédéral-provincial sur l'eau potable (1989). Compte-rendu d'une réunion.

U.S Agency for Toxic Substances and Disease Registry. (1988). The nature and extent of lead poisoning in children in the United States: A report to Congress. US Public Health Service. US Department of Health and Human Services. Atlanta, Georgia 30333.

U.S Environmental Protection Agency. (1989). Lead in school drinking water. EPA 570\9-89-001.

U.S Environmental Protection Agency. (1988). Drinking Water Regulations; Maximum contaminant Level Goals and National Primary Drinking Water Regulations for Lead and Copper; Proposed Rule. Federal register. 40 CFR Parts 141 and 142.

U.S Environmental Protection Agency (1986). Reducing lead in drinking water: A benefit analysis. Office of Policy Planning and evaluation. Washington DC 20460. EPA-230-09-86-019.

NOUVEAUX DEVELOPPEMENTS DE LA DECANTATION

par

Y. Richard - P. Dauthuille, Degrémont Paris

J. Marchand - Degrémont Infilco Ltée Montréal

I - La Décantation accélérée

L'évolution en matière de décantation est constante depuis des décennies.

La dernière grande évolution date des années 70 avec l'application plus ou moins systématique des modules lamellaires (ou tubulaires ou de plaques parallèles), à de très nombreux types de décanteurs quel que soit leur principe de fonctionnement hydraulique.

Ces lamelles ont un rôle double :

- augmentation des débits hydrauliques (ou réduction de la surface de décantation),
- amélioration de la qualité de l'eau clarifiée.

L'existence ou non de lamelles est habituellement considérée comme le premier critère de classement des décanteurs.

En fait, la classification suivant l'hydraulique de l'appareil, associée ou non à une coagulation-floculation intégrée apparaît plus judicieuse. Le tableau I rassemble, pour chaque catégorie décrite ci-dessous, quelques exemples de décanteurs et leurs performances typiques en traitement de clarification d'eau de rivière.

TABLEAU I : PRINCIPALES FAMILLES DE DECANTEURS

TYPE	EXEMPLES	FLOCULATEUR	VITESSE APPARENTE SUR LA ZONE DE DECANTATION $m.h^{-1}$	CONCENTRATION DES BOUES EXTRAITES $g.L^{-1}$
DECANTEUR STATIQUE	A FLUX HORIZONTAL OU VERTICAL	EN TETE OU INTEGRE	0,5 - 2	1 - 5
DECANTEUR A LIT DE BOUE	SANS LAMELLES (PULSATOR)	INTEGRE	3 - 5	2 - 10
	AVEC LAMELLES (SUPERPULSATOR, PULSATOR LAMELLAIRE)	INTEGRE	6 - 10	
DECANTEUR A RECIRCULATION DE BOUES	SANS LAMELLES (TURBOCIRCULATOR)	INTEGRE	2 - 3	5 - 10
	AVEC LAMELLES (RPS)	EN TETE	10 - 15	10 - 20

I-1. Les décanteurs statiques

Sont rassemblés sous ce vocable les décanteurs ne faisant pas intervenir les procédés destinés à optimiser la floculation au sein du décanteur. Ce sont essentiellement les décanteurs dits "statiques" qu'ils soient circulaires ou rectangulaires, râclés ou non. Ces décanteurs sont généralement à flux horizontal.

Les vitesses hydrauliques sont comprises entre 0,5 et 2 $m.h^{-1}$. L'épaississement des boues est faible (moins de 5 $g.l^{-1}$). L'extraction automatique des boues est souvent difficile.

A noter que ces appareils doivent être précédés d'un ou plusieurs organes de floculation. Dans le cas de décanteurs circulaires, le floculateur peut être intégré dans la zone centrale du décanteur.

I-2 Les décanteurs à lit de boues

Dans les décanteurs à lit de boue, les boues formées par la floculation constituent une masse en expansion à travers laquelle l'eau passe de manière régulière et uniforme. De cette manière, on augmente les chances de rencontre des particules colloïdales qui traversent une zone plus concentrée en flocs. L'eau brute à traiter est introduite à la base du lit de boues et floculе en passant à travers le "lit filtrant" rencontrant progressivement des couches de plus en plus denses et concentrées. Au bout d'un certain temps, on observe une masse compacte de boue tassée, au sein de laquelle l'eau s'est créée des passages préférentiels dus aux courants de densité.

Dans ces conditions, il n'y a plus de contacts efficaces. Par contre, si on effectue l'admission de l'eau d'une manière intermittente, on observe que la masse de boue se maintient en suspension régulière suite à l'apport à fort débit pendant un court instant, suivi d'une période de repos prolongée. On aboutit ainsi à l'obtention d'une masse de boue homogène en tous ses points.

C'est le principe de base du décanteur **Pulsator**. Il a été mis au point en 1953 et c'est aujourd'hui le décanteur le plus répandu au monde.

Le **Pulsator** a bien sûr lui aussi évolué depuis sa création; tout d'abord avec l'ajout de tubes lamellaires dans la zone de décantation pour donner le Pulsator à tubes ou **Pulsatube**.

La fonction de ce réseau lamellaire est double:

- il limite l'expansion du lit de boues. On a remarqué que si on place un faisceau serré de tubes ou plaques inclinées au-dessus d'un lit de boues, lors de la mise en expansion de ce lit par augmentation du débit traversier, le haut du lit monte jusqu'à une certaine hauteur dans le réseau lamellaire et se stabilise. La hauteur de montée dans les tubes ou entre les plaques est fonction de la densité initiale du lit de boues et de la vitesse ascensionnelle par unité de surface du lit.

- Il confine donc la zone de séparation boues - eau claire dans le faisceau lamellaire, ce qui fait que la partie du faisceau émergeant cette interface agit ainsi comme piège à particules.

Le **Pulsatube** a donc permis d'accroître le débit traversier tout en maintenant la qualité de l'eau traitée. La charge superficielle est alors passée de 2,5 m/h sur le **Pulsator** à 4,5 m/h pour les **Pulsatubes** avec 60 cm de hauteur lamellaire, et à 6,5 m/h pour les **Pulsatubes** avec 90 cm de hauteur lamellaire.

Un nombre croissant de **Pulsator** déjà construits ont donc bénéficié de cette technique. La première mise en place de systèmes de lamelles dans le **Pulsator** s'est effectuée au début des années 70, et son développement a été réalisé conjointement par la filiale canadienne et la maison mère de **Degrémont**.

A la même époque, les chercheurs de **Degrémont** travaillaient sur un autre appareil, le **SuperPulsator**. Le concept de mise en expansion du lit de boue est toujours basé sur le **Pulsator**. Toutefois, ici le but a été de doubler la concentration en boues dans le lit pulsé par addition de lamelles parallèles ayant un probil particulier. Chaque plaque est en effet munie de déflecteurs qui favorisent la circulation descendante de la boue déposée. Les plaques sont installées directement dans le lit de boues. Le **SuperPulsator** a lui aussi une charge superficielle de 6,5 m/h sur la surface des plaques.

L'évolution naturelle du **SuperPulsator**, afin d'augmenter sa charge superficielle, a été encore d'ajouter dans la zone de clarification un réseau lamellaire incliné directement au-dessus des plaques du **SuperPulsator**, donnant ainsi naissance à l'**UltraPulsator**. On voit donc très bien le parallèle qui existe entre l'évolution du **Pulsator** et du **SuperPulsator** par ajout de tubes dans la zone de clarification.

Des essais à échelle industrielle ont été réalisés aux usines de filtration de Granby et de St-Jean-Sur-Richelieu. Ces deux installations comprennent plusieurs **SUPERPULSATOR**, et il a été possible d'opérer en parallèle un **SuperPulsator** et un **UltraPulsator**.

Les premiers tests effectués à Granby l'ont été en période hivernale. L'objet du test était de vérifier le comportement des deux décanteurs en augmentant progressivement la charge superficielle. En faisant traverser 50% de plus de débit en continu sur l'**UltraPulsator** par rapport au **SuperPulsator**, on a maintenu une qualité d'eau décantée d'une turbidité inférieure de 0,05 à 0,1 NTU.

Les essais ont en plus permis de réduire le dosage de floculant (silice activée) de 28% sans détériorer la qualité de l'eau décantée.

Depuis, à la demande de la ville de Granby, le deuxième **SuperPulsator** a lui aussi été transformé en **UltraPulsator**.

Une deuxième série d'essais s'est déroulée cet été à l'usine de filtration de St-Jean-Sur-Richelieu. Cette usine compte 3 **SUPERPULSATOR**. Un des décanteurs a été modifié en **ULTRAPULSATOR** et 3 séries d'essais ont été réalisées sur une période de 4 mois. Etant donné que l'usine était toujours en production, il a fallu jouer sur les débits afin de maintenir le volume d'eau filtrée requis pour la ville. Les résultats, là encore, sont très concluants.

L'ULTRAPULSATOR permet le maintien du lit de boue en place tout en traitant un débit d'eau brute de plus de 150% du débit nominal et en donnant une bonne qualité d'eau décantée.

ESSAIS No 1

ULTRAPULSATOR		SUPERPULSATOR #1		SUPERPULSATOR #2	
CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE
4,4	.33	2,2	.51	2,2	.53
6,4	.44	3,2	.48	3,2	.43
8	.80	4	.45	4	.65

ESSAIS No 2

ULTRAPULSATOR		SUPERPULSATOR #1		SUPERPULSATOR #2	
CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE
4,8	.30	2,4	.30	2,4	.32
7,4	.52	3,7	.30	3,7	.40
8,2	.80	4,1	.22	4,1	.22

ESSAIS No 3

ULTRAPULSATOR		SUPERPULSATOR #1		SUPERPULSATOR #2	
CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE	CHARGE SUP. m/h	TURBIDITE
5,6	.28	2,8	.27	2,8	.25
8,6	.30	4,3	.33	4,3	.35
9	.95	4,5	.40	4,5	.44
9,2	.84	4,8	.65	4,8	.61

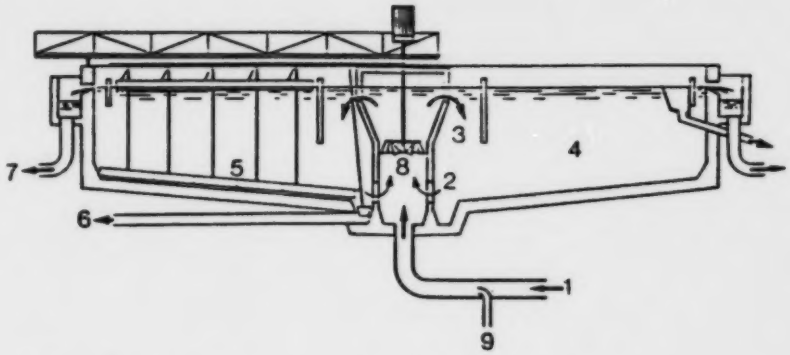
DOSAGE: ALUN 27 mg/L POLYMERE - 0,2 ESSAIS 1 ET 2, 0,3 ESSAI NO 3

I-3. Les décanteurs à recirculation de boue

Ce type d'appareil est caractérisé par un dispositif, en général interne, permettant de ramener une partie des boues épaissies dans la zone de floculation (à l'aide d'un racleur). De très nombreux systèmes de recirculation existent : hydroéjecteur, vis, turbine, hélice, air-lift, pompe, etc...

Le rôle de cette recirculation est d'accroître la masse de contact présente dans le floculateur ; elle augmente ainsi la probabilité de chocs entre particules, permet de diminuer le temps nécessaire à une bonne floculation et assure une densité supérieure du floc.

Ces appareils sont très généralement cylindro-coniques, la partie centrale où est situé le dispositif de recirculation jouant le rôle de floculateur (TURBOCIRCULATOR, Figure 2).



1 - *Arrivée d'eau brute.*
2 - *Recyclage des boues.*
3 - *Mûrissement du floc.*
4 - *Zone de décantation.*
5 - *Racleurs.*
6 - *Boues en excès.*
7 - *Départ eau traitée.*
8 - *Hélice de mélange eau brute — boues recyclées.*
9 - *Introduction des réactifs.*

FIGURE 2 : DECANTEUR A RECIRCULATION DE BOUE : LE TURBOCIRCULATOR

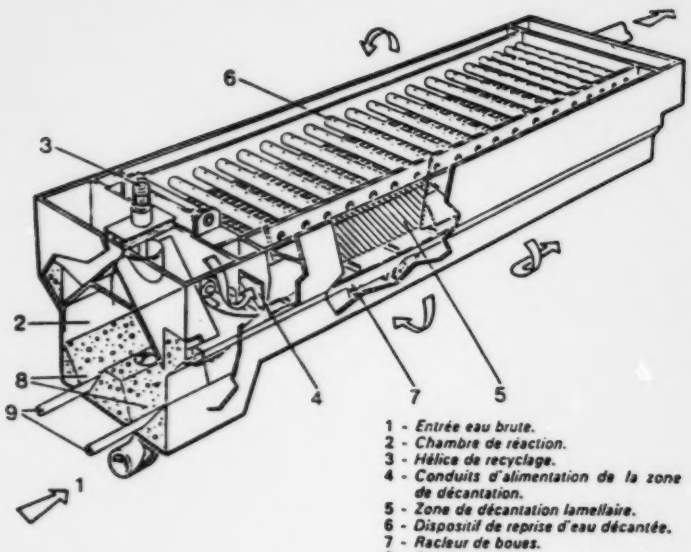
Ce type d'appareil permet un bon épaississement de boues (5 à 10 $g.l^{-1}$). Il est particulièrement adapté à la décantation de flocs lourds comme en décarbonatation (4 à 8 $m.h^{-1}$).

En clarification, les performances restent plus modestes avec une vitesse ascensionnelle comprise entre 2 et 4 $m.h^{-1}$.

La décantation lamellaire est également appliquée à ces décanteurs à recirculation de boue. Généralement, la structure de ces appareils est rectangulaire pour le positionnement des lamelles (Figure 3).

L'augmentation des performances dans le cas du SEDIPAC a été spectaculaire : vitesses de 10 à 15 $m.h^{-1}$ et forte concentration des boues comprise entre 10 et 20 $g.l^{-1}$.

Cet appareil est un décanteur idéal pour les traitements de décarbonatation permettant dans ce cas des vitesses de 15 à 20 $m.^{-1}$ et donnant des concentrations de boues comprises entre 100 et 200 $g.l^{-1}$.



1 - *Entrée eau brute.*
2 - *Chambre de réaction.*
3 - *Hélice de recyclage.*
4 - *Conduits d'alimentation de la zone de décantation.*
5 - *Zone de décantation lamellaire.*
6 - *Dispositif de reprise d'eau décantée.*
7 - *Racleur de boues.*
8 - *Fosses à boues.*
9 - *Tuyauteries d'extraction des boues.*

FIGURE 3 : LE SEDIPAC

I-4. Nouveaux développements

Afin de satisfaire les besoins actuels qui exigent des appareils compacts, la décantation accélérée est impérative. Seuls les appareils lamellaires à recirculation de boue permettent d'obtenir simultanément de grandes vitesses de décantation et un épaississement important des boues (Tableau II).

TABLEAU II : PERFORMANCES DU DENSADEG

TRAITEMENT	VITESSE DE DECANTATION $M.H^{-1}$	CONCENTRATION DES BOUES $G.L^{-1}$
CLARIFICATION	25 (20 A 30)	30 - 150
DECARBONATATION	35 (30 A 40)	300 - 550
EAU RESIDUAIRE URBAINE DEPHOSPHATATION PHYSICO CHIMIQUE TERTIAIRE	25 (20 A 30)	30 - 60
EAU RESIDUAIRE URBAINE PHYSICO CHIMIQUE PRIMAIRE	25 (20 A 30)	40 - 80

Ces exigences conduisent donc au développement d'un appareil basé sur le double principe de la décantation lamellaire associée à une recirculation et à un épaississement intégré des boues : Le DENSADEG.

Dans ce cas, ce ne sont plus les boues floculées qui sont recirculées, mais les boues épaissies : ces boues, dont une partie de l'eau d'hydratation a été évacuée au cours de l'épaississement, sont en fait des matières en suspension, dont la nature est telle qu'elle augmente la densité des boues de floculation : il y a réellement densification du floc.

II - Le DENSADEG

Le DENSADEG est un nouveau décanteur rassemblant et optimisant les diverses techniques précédemment développées par degrémont. Il constitue la seconde génération des décanteurs lamellaires à recirculation de boues.

Le DENSADEG se caractérise par :
- L'originalité de son réacteur permettant d'obtenir un floc homogène et très dense
- Sa grande compacité : vitesse de décantation élevée : 20 à 40 $m.h^{-1}$
- L'épaississement intégré de ses boues traitables directement par l'unité de déshydratation
- La qualité de son eau décantée (normes eau potable).
- Sa forte inertie aux variations de charge et de débit.

II-1. Principes de fonctionnement

Le procédé est basé sur trois principes (Figure 4, version pilote d'essais) :
- Un réacteur de coagulation-floculation intégré, de conception originale ;
- Une recirculation des boues de la zone d'épaississement vers le réacteur;
- Une décantation lamellaire.

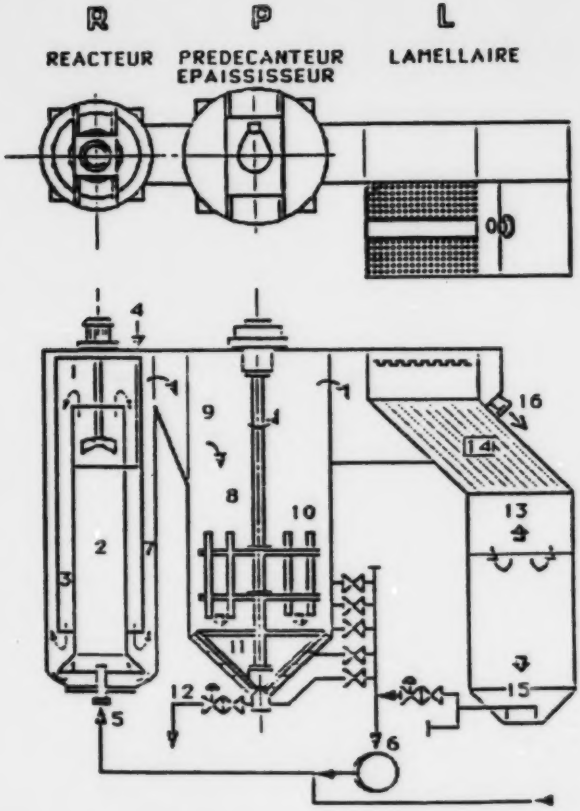
Le DENSADEG comprend trois éléments principaux :

II-2.1. Le Réacteur (R)

Il constitue l'une des originalités du procédé. Ce réacteur est constitué de trois chambres successives. Les deux premières assurent la floculation rapide en réacteur agité et la dernière effectue la floculation lente en réacteur piston.

Le réacteur agité (1) comporte deux zones. La zone cylindrique centrale (2) est équipée d'une hélice qui induit un débit de recirculation interne provenant de la seconde zone (3). L'eau brute préalablement coagulée est admise à la base du réacteur agité (5) et le floculant est injecté sous la turbine (4). Un apport de boue est effectué dans l'eau brute par un système de recirculation externe (6).

La concentration dans ce réacteur agité est maintenue à son niveau optimal dépendant du type de traitement effectué (clarification, décarbonatation, eaux résiduaires industrielles, eaux résiduaires urbaines).



1,2,3	Réacteur agité avec hélice	10	Herse d'épaississement
4	Injection du floculant	11	Racleur
5	Entrée eau brute	12	Extraction des boues
6	Organe de recirculation	13	Décanteur lamellaire
7	Réacteur piston	14	Modules lamellaires
8	Prédécanteur - epaississeur	15	Fosse de concentration
9	Organe de répartition	16	Sortie eau traitée

FIGURE 4 : SCHEMA DE PRINCIPE DU DENSADEG

Le réacteur piston (7) à flux ascendant est une zone de floculation lente permettant d'obtenir des flocs de taille importante (plusieurs millimètres) présentant une grande homogénéité.

L'ensemble de ce réacteur très compact, grâce à sa conception originale et à sa forte recirculation de boues, permet d'obtenir un floc particulièrement dense et homogène. Cette densification du floc permet d'aborder la zone de décantation avec des vitesses bien supérieures à celles des appareils précédents.

II-1.2. Le prédécanteur - épaississeur - stockeur (P)

Le floc aborde ensuite une zone de prédécantation et d'épaississement (8) par des déversoirs (9) dont la géométrie dépend de celle du réacteur. Cette zone assure la décantation de la majeure partie des matières en suspension présentes dans le réacteur, d'où l'importance de l'homogénéité de la distribution granulométrique du floc formé.

De plus, la partie inférieure cylindro-conique de cet organe est équipée d'une herse (10) et d'un racleur de fond (11) assurant un épaississement intégré des boues. Les boues épaissies sont extraites par la tuyauterie (12). Une partie de ces boues est recirculée dans la tuyauterie d'amenée d'eau brute vers le réacteur. L'organe de recirculation est généralement une pompe (6).

Ce prédécanteur-épaississeur permet l'obtention de boues très concentrées qui peuvent être envoyées directement dur un poste de déshydratation.

Par ailleurs, lors de la recirculation, les boues sont intimement cassées et leur recyclage entraîne une importante densification du floc. L'aptitude à la décantation du floc ainsi formé est considérablement accrue.

De plus, cet épaississeur intégré peut servir également de stockeur de boues entre deux opérations de déshydratation.

II-1.3. Décanteur lamellaire (L)

Après le prédécanteur, le décanteur lamellaire (13) assure la décantation du floc résiduel. Cette chambre de clarification est équipée de modules lamellaires ou tubulaires de décantation rapide dans lesquels l'eau circule à contre-courant des boues (14).

Cet organe comporte habituellement, à sa partie inférieure, un dispositif de raclage ramenant les boues résiduelles dans une fosse de concentration (15).

La faible concentration des matières en suspension envoyées vers le décanteur lamellaire et la forte densité du floc permettent d'y appliquer des vitesses de décantation élevées.

Le DENSADEG se caractérise donc par :
- Un réacteur assurant une floculation optimisée et homogène ;
- Une recirculation externe des boues ;
- Un épaississeur intégré avec stockage éventuel des boues ;
- Une décantation lamellaire.

Cet appareil présente ainsi une grande compacité :
- Des vitesses de décantation très élevées (20 à 40 $m.h^{-1}$ sur la zone lamellaire) ;
- Une concentration importante des boues extraites ;
- Une très bonne qualité de l'eau décantée.

La Figure 5 présente un exemple de DENSADEG en version industrielle.

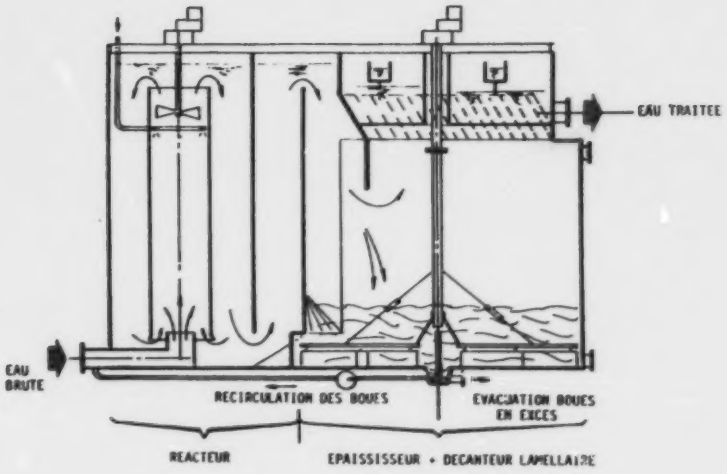


FIGURE 5 : DENSADEG COMPACT

III - Domaines d'applications - Performances

La conception du DENSADEG lui confère un vaste ensemble d'applications, en particulier dans les domaines suivants :

- **Eau potable** : clarification des eaux de surfaces et décarbonatation des eaux souterraines ou de surfaces ;
- **Eaux résiduaires urbaines** : traitement physico-chimique en décantation primaire (éventuellement avec polymère seul) et déphosphatation en traitement tertiaire ;
- **Eaux industrielles** : production d'eaux de procédés et traitements spécifiques d'eaux résiduaires (décarbonatation, précipitation de métaux, lavage de fumées,...) ;
- **Traitement des boues** : problèmes spécifiques d'épaississement des boues à partir d'effluents moyennement concentrés (eaux de lavage de filtres, purges de décanteurs,...).

Les performances du DENSADEG ont été déterminées dans les domaines suivants (Tableau II) :

- Clarification d'eaux de rivières ;
- Décarbonatation d'eaux de rivières et d'eaux de forages ;
- Décantation physico-chimique primaire d'eaux résiduaires urbaines ;
- Déphosphatation physico-chimique tertiaire.

Les performances maximales dépendent de divers paramètres.

Ainsi, en clarification, une augmentation du taux de traitement en floculant permet d'atteindre des vitesses plus élevées. La figure 6 montre l'incidence de ce facteur sur la vitesse ascensionnelle maximale pouvant être obtenue. La nature et la quantité des Matières en Suspension contenues dans l'eau brute ont, par ailleurs, une influence profonde sur les vitesses maximales qu'il est possible d'obtenir.

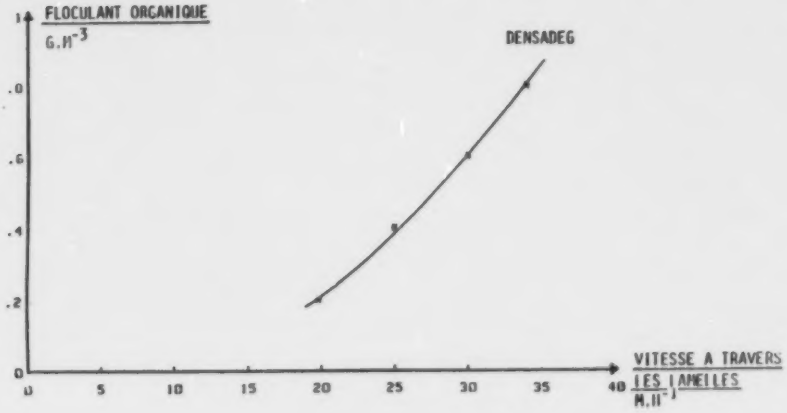


FIGURE 6 : INFLUENCE DU TAUX EN FLOCULANT ORGANIQUE SUR LES VITESSES ASCENSIONNELLES CLARIFICATION EAU DE RIVIERE

Dans le cas d'une décarbonatation, les vitesses maximales sont plus élevées que dans le cas d'une clarification.

En eaux résiduaires industrielles, les performances dépendent avant tout du type d'effluent considéré. Pour chaque type d'effluent, une étude laboratoire est réalisable, permettant le dimensionnement rapide d'un appareil DENSADEG.

IV - Application à l'installation de MORSANG III

L'extension de MORSANG (MORSANG III) a été mise en route en fin 88. Elle comprend (fig. 7) :

- prétraitement, coagulation (sel d'aluminium) - floculation et décantation dans un DENSADEG, filtration sur sable (filtres Aquazur V), ozonation, filtration sur charbon actif en grains (filtres Médiazur), désinfection finale au chlore gazeux.

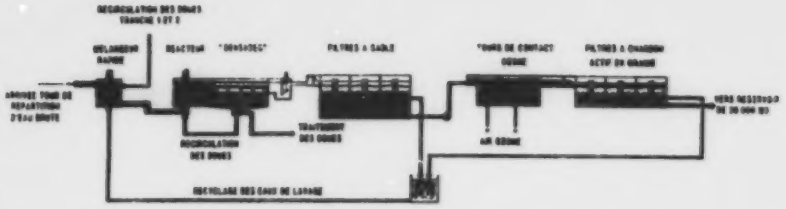


FIGURE 7 : MORSANG III - CHAINE DE TRAITEMENT

IV-1. Le DENSADEG

Ses caractéristiques sont les suivantes :

- Débit nominal ..... 3 540 m^3/h
- Débit de pointe ..... 4 000 m^3/h
- Surface de décantation ..... 170 m^2
- Vitesses ascensionnelles :
  - . au débit nominal ..... 20,8 m/h
  - . au débit de pointe ..... 23,5 m/h.

Afin d'optimiser la réaction de coagulation, le DENSADEG est précédé d'un mélangeur rapide de deux minutes de temps de contact où est injecté le coagulant. Le recyclage des eaux de lavage des deux étages de filtration s'effectue également dans cet ouvrage.

Un avantage supplémentaire

De plus, le DENSADEG est non seulement l'épaississeur des boues produites sur la chaîne III, mais également celui des chaînes I et II, grâce à la recirculation, dans le mélangeur rapide, des boues extraites du Pulsator et du Superpulsator.

IV-2. Bilan de fonctionnement du DENSADEG

La chaîne III de MORSANG est en production depuis juillet 88. Les résultats d'exploitation, depuis cette date jusqu'en décembre 89, sont présentés.

IV-2.1. Débit traité

Le débit moyen (calculé sur un mois de fonctionnement) dépend du mois considéré, variant de 1379 m^3/h (septembre 89) à 1960 m^3/h (juin 89). La valeur moyenne sur l'année 89 est de 1623 m^3/h.

La grande souplesse du DENSADEG a conduit rapidement l'exploitant à asservir le débit de la chaîne III à la demande générale de production, les chaînes I et II restant à des débits constants.

Ceci se traduit par une très grande variabilité des débits instantanés au cours d'une journée avec par exemple :

- 0 à 3 000 m^3/h en période hivernale
- 1 000 à 3 600 m^3/h en période estivale.

La production du DENSADEG représente en moyenne 40% de la production générale de l'usine de Morsang.

IV-2.2. Qualité de l'eau décantée

La qualité de l'eau décantée est suivie essentiellement à partir de la turbidité (mesurée en continu) et des matières en suspension.

Turbidité en sortie du DENSADEG

La turbidité de l'eau décantée dépend en partie de la turbidité d'eau brute (Figure 8), mais la valeur maximale, 1,4 NTU, atteinte reste acceptable. La turbidité moyenne sur une période considérée de 18 mois est de 0,50 NTU.

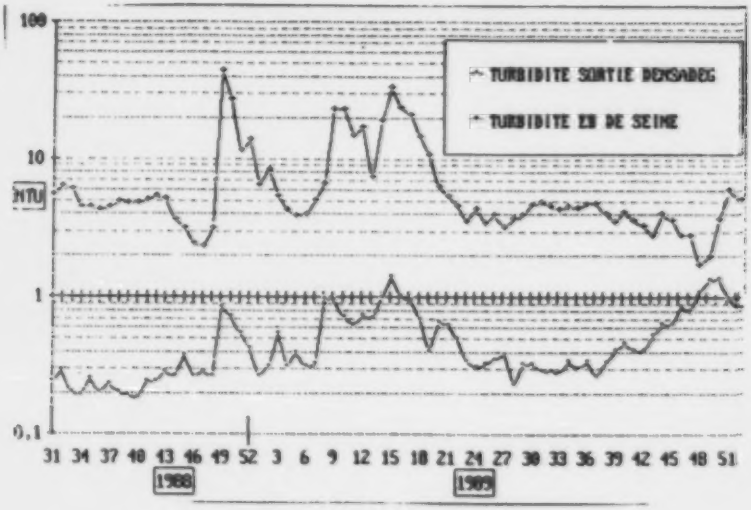


FIGURE 8 : TURBIDITES COMPAREES DE L'EAU BRUTE DE SEINE ET DE L'EAU SORTIE DENSADEG

Diverses périodes sont à étudier suivant le type de coagulant injecté :

- Jusqu'en février 89, avec le chlorure d'aluminium, la turbidité résiduelle est excellente, en moyenne de 0,32 NTU sur huit mois. En dehors de la période chargée (décembre 88), cette moyenne est même de 0,24 NTU sur sept mois.
- Après février 89, avec le sulfate d'aluminium, les résultats sont toujours très satisfaisants mais supérieurs à ceux relevés précédemment. La moyenne est de 0,60 NTU sur dix mois. En dehors de la période chargée (du 15 mai au 26 novembre), cette moyenne est de 0,41 NTU.
- A la fin de l'année 89 (semaines 48 à 52), la température de l'eau de Seine est relativement basse, inférieure à 8° C, et même 4° C pour les semaines 49 et 50.

- La coagulation plus difficile à basse température explique la pointe de turbidité observée. Le remplacement du sulfate d'aluminium par l'Aqualenc a permis de redescendre cette turbidité à moins de 1 NTU, simultanément sur les trois chaînes de traitement.

Matières organiques

Les matières organiques sont mesurées régulièrement en sortie générale de la station, mais moins souvent en sortie des décanteurs. Les résultats disponibles indiquent qu'il n'existe pas de différence significative entre l'élimination des matières organiques solubles par le DENSADEG et les deux autres décanteurs (même coagulant et même taux de traitement). L'écart en matières en suspension se traduit par une différence plus nette sur l'élimination des matières organiques totales en faveur du DENSADEG (10 à 20%). Cet écart disparaît après la double filtration.

IV-2.3. Réactifs

Consommation

Le choix du coagulant s'effectue sur des critères d'efficacité et de coût, d'où l'utilisation de plusieurs réactifs durant la période considérée.

Le taux de traitement en polymère anionique est relativement faible en moyenne 0,17 $g.m^{-3}$ sur un an et demi. Le taux classique de traitement est compris entre 0,12 et 0,15 $g.m^{-3}$. Un taux supérieur est appliqué (jusqu'à 0,25 $g.m^{-3}$) quand la décantation devient plus difficile (eau chargée ou eau froide).

Asservissement

- Le taux de traitement en coagulant est déterminé à partir de la qualité de l'eau brute (turbidité deux fois par jour et essais de floculation une fois par semaine, aide à la décision par modèle stochastique). Depuis quelques semaines, la régulation est effectuée à partir d'un capteur spécifique le "Coagulant Control Center" (C.C.C.) mesurant en continu la charge colloïdale. Ce capteur permet, à partir d'un point de consigne, de réguler l'injection de coagulant (2).
- Au début, le taux de traitement en polymère était asservi au débit d'eau brute, ce qui s'est révélé inutile. Il est désormais proportionnel au taux de traitement en coagulant. Le coefficient de proportionnalité tient compte de la nature du coagulant et prend en compte certaines situations exceptionnelles (eau chargée, eau froide...).

L'asservissement complet des réactifs sur le DENSADEG très facilement réalisable sur ce type de décanteur, permet ainsi son fonctionnement totalement autonome.

IV-2.4. Variations de débit

L'un des atouts majeurs du DENSADEG est son insensibilité aux variations de charge et de débit.

La première figure correspond à une journée type de production hivernale où le décanteur est arrêté durant les heures tarifaires de pointe. Sa remise en régime est instantanée, la qualité de l'eau produite n'étant aucunement affectée.
La seconde figure rassemble une semaine type de forte production (juin 89), illustrant les fortes variations du débit appliquées sur le Densadeg. Comme précédemment, la qualité de l'eau décantée est très peu affectée.

- Cette insensibilité du DENSADEG aux variations de débit a conduit l'exploitant à choisir la chaîne III pour assumer les variations de débit général de production.

IV-2.5. Production de boue

Un autre avantage du DENSADEG est d'assurer la production de boue épaissie, directement traitable par une unité de déshydratation. La Figure 11 donne les variations constatées sur 18 mois de fonctionnement. Des valeurs faibles (autour de 10 g/l) correspondent à un problème sur la vanne d'extraction (commande de fermeture non transmise) ayant entraîné une perte des boues épaissies.

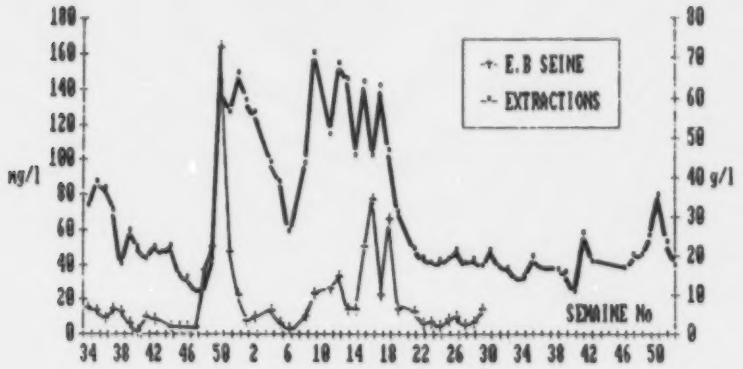


FIGURE 11 : MES EAU DE SEINE - M.S. EXTRACTIONS

La concentration moyenne est exactement de 20,0 g/l durant les longs mois sans crue. Mais une charge élevée en matières en suspension de la Seine a un effet immédiat sur la concentration des boues extraites. Cet effet est rémanant sur quelques semaine (52,5 g/l en moyenne de décembre à mai 85).

En conclusion, malgré la très faible concentration en matières en suspension de la Seine, les boues extraites sont très proches de 30 g/l, valeur minimale classique obtenue sur d'autres DENSADEG avec des eaux très peu chargées. Des valeurs supérieures seraient obtenues dans le cas de Morsang, en augmentant la concentration en polymère mais cela n'est pas nécessaire.

variation de charge

- Précédemment, nous avons constaté que la qualité de l'eau brute en sortie du Densadeg dépendait en partie de la qualité de l'eau brute. Mais dans ce cas, la différence est due uniquement à une coagulation moins parfaite et non à un départ de matières floculées. En effet, en période de crue de Seine, l'exploitant cherche à maintenir une turbidité de l'ordre de 1 NTU, afin de ne pas appliquer des taux inconsidérés de coagulant. Des turbidités plus basses seraient obtenues, mais avec des taux de traitement plus élevés, ce qui n'est guère nécessaire compte tenu des deux étages de filtration consécutifs.

Variation de débit

- L'insensibilité du DENSADEG aux variations de débit est illustrée par les Figures 9 et 10.

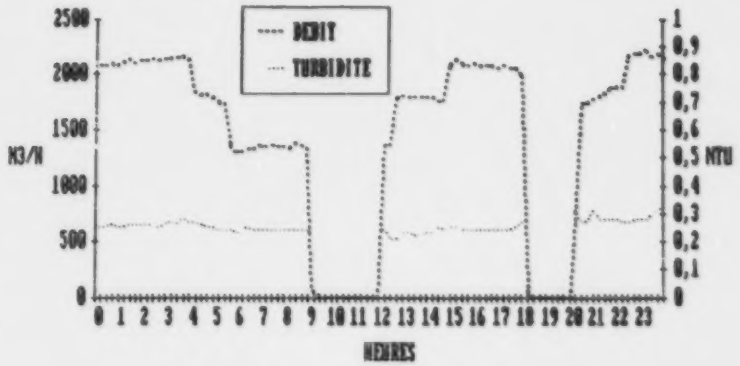


FIGURE 9 : JOURNEE TYPE EN PERIODE HIVERNALE (10.02.89)

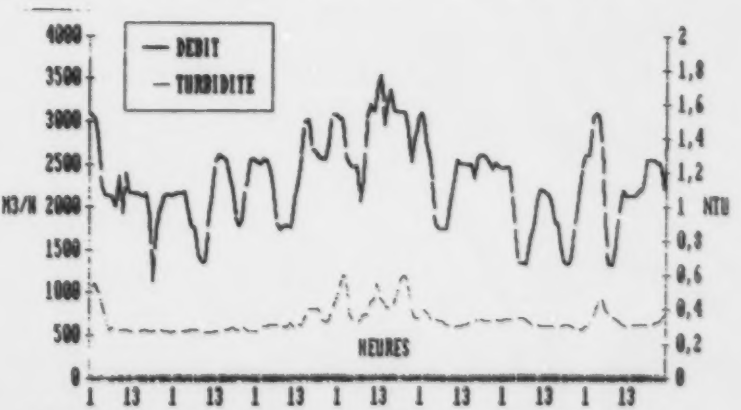


FIGURE 10 : SEMAINE TYPE EN PERIODE ESTIVALE (17-26.06.89)

IV-3. Filtration

La filtration derrière DENSADEG appartient au domaine classique de la filtration après décantation.

La qualité de l'eau filtrée sur sable est comprise entre 0,06 et 0,15 NTU avec une moyenne de 0,10 à 0,12 NTU. Le lavage des filtres est réalisé automatiquement, chaque filtre possèdant son propre automate. Deux consignes de lavage sont imposées :

- Durée de filtration ..... 48 h
- Perte de charge finale ..... 2,2 m

Un exemple caractéristique de cycle de filtration est présenté sur la Figure 12, pour une vitesse moyenne de filtration durant le cycle de 9,3 m/h. La production d'eau filtrée est dans cet exemple de 543 m^3/m^2. Elle est comprise généralement entre 400 et 600 m^3/m^2.

Les performances des autres étapes de la filière de traitement (ozonation et filtration sur charbon actif), identiques à celles de la chaîne II, sont classiques et parfaitement connues. Elles ne sont pas présentées dans cet article.

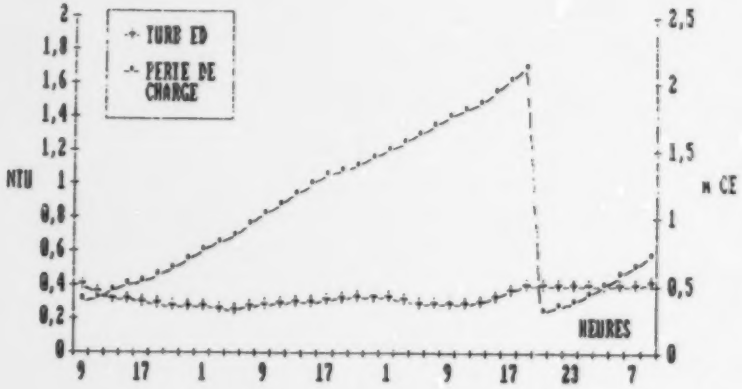


FIGURE 12 : EVOLUTION D'UN CYCLE DE FILTRATION

IV-4. Qualité finale de l'eau distribuée

Sur la Station de MORSANG, les eaux des trois chaînes de production sont mélangées avant que s'effectue l'analyse des principaux paramètres de qualité. Les figures 13a et 13b donnent les turbidités et les matières organiques sur l'eau traitée au refoulement général de la station pour une période de six mois. Ces valeurs traduisent l'excellent fonctionnement de tout l'ensemble de la station.

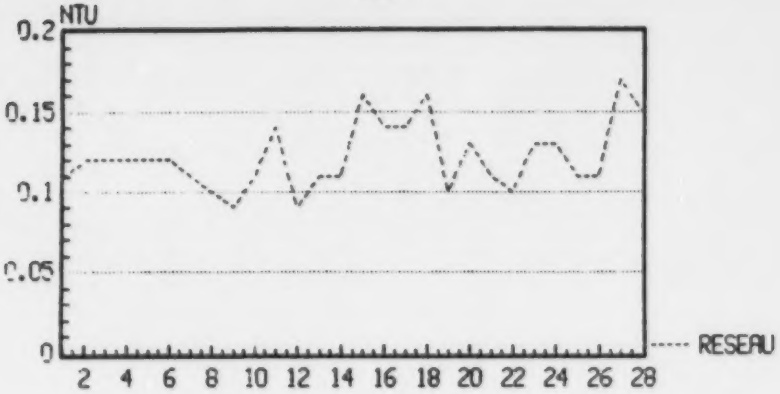


FIGURE 13.a : MORSANG 1989 - TURBIDITE AU REFOULEMENT GENERAL

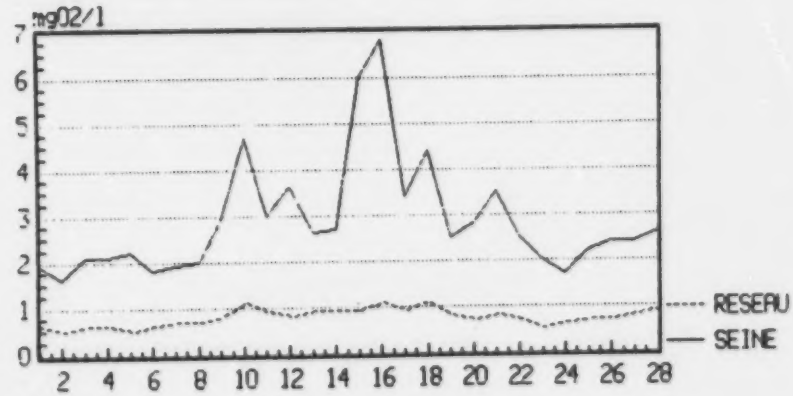


FIGURE 13.b : MORSANG 1989 - OXYDABILITE AU $KMnO_4$ EN MILIEU H^+
EAU DE SEINE ET REFOULEMENT GENERAL

V - Conclusion

La station de traitement de MORSANG III est la première grande réalisation d'un Densadeg en eau potable. D'autres références (environ 50) existent également en eau de procédé industriel et en eau résiduaire urbaine.

Les capacités et performances du DENSADEG sont pleinement confirmées à MORSANG III :

- Excellente qualité de l'eau décantée (0,50 NTU sur 18 mois ; 0,24 NTU sur 7 mois avec du chlorure d'aluminium) ;
- Vitesse de décantation élevée (9,5 m/h en moyenne annuelle ; 23 m/h en débit de pointe) ;
- Epaississement intégré des boues (30 g/l en moyenne) ;
- Faible consommation de réactif (0,17 g/m^3 en moyenne de polymère) ;
- Forte inertie aux variations de débit.

Sa grande souplesse d'emploi, associée à une automatisation complète de l'ouvrage, en font le décanteur privilégié pour assurer les importantes variations du débit de production de MORSANG.

Bibliographie

1. RICHARD Y., "La décantation lamellaire et ses nouveaux développements" TSM - L'Eau, 1974, mars, 113-128.
2. RICHARD Y., "Un nouveau décanteur pour la maîtrise de la clarification", L'Eau, L'Industrie, Les Nuisances, 1988, mars, 31-32.
3. RICHARD Y., DAUTHUILLE P.,"Le Densadeg : un décanteur à hautes performances". Informations Chimie, 1989, mars, 213-223.
4. VILLESSOT D., DAUTHUILLE P., "Traitement physico-chimique dans les stations d'épuration de montagne - Bilan de fonctionnement", 69è Congrès A.G.H.T.M., Montréal, 1989, 171-201.
5. DAUTHUILLE P., GELAS G., RENAULT C., "Le Densadeg de Morsang III - Bilan de deux années d'exploitation, 70è Congrès A.G.H.T.M., Biarritz, 1990, 245 - 276.

UTILISATION DES MEMBRANES DE NANOFILTRATION POUR L'ENLEVEMENT DE LA COULEUR ET DES MATIERES ORGANIQUES NATURELLES DANS LA PRODUCTION D'EAU POTABLE

par

Jean-François Demers et Maurice Kyriacos
Zénon Environnement Inc.
10390, Louis-H.-Lafontaine, Anjou, Canada, H1J 2T3

RÉSUMÉ

Les eaux de surface canadiennes, particulièrement dans le Bouclier Canadien, sont souvent fortement colorées et riches en matières organiques naturelles. Pour ce type d'eau, les traitements conventionnels sont souvent difficiles à mettre en oeuvre en eau froide et les rendements d'enlèvement atteints sont limités et quelquefois insuffisants. L'avancement de la recherche dans le domaine des membranes permet maintenant de réaliser des membranes dites de nanofiltration (à mi-chemin entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration), spécialement destinées à retenir les composés organiques de haut poids moléculaire, dont la couleur. Une étude de ces membranes a été réalisée à l'échelle pilote à Sept-Iles (Québec) et à Rawdon (Québec). Cette étude, étalée sur plus de 6 mois, a permis de mesurer un excellent enlèvement de la couleur (90 à 95%) et des matières organiques, mesurées selon différents paramètres: réduction du carbone organique total (COT) de 85% environ; réduction de 55 à 75% des précurseurs de trihalométhanes (PTHM); réduction de 90% environ de la densité optique aux ultra-violets. La grande maîtrise de la qualité de l'eau produite, la facilité de mise en oeuvre, de contrôle et d'entretien, et à un coût qui devrait être comparable aux autres types de traitement, tout cela laisse entrevoir un développement rapide de cette technologie.

INTRODUCTION

Les eaux de surface, particulièrement au nord du Saint-Laurent, contiennent naturellement de fortes concentrations de matières organiques naturelles (acides humiques, etc.). Ces substances, selon la législation, ne constituent pas directement un risque pour la santé des consommateurs mais peuvent toutefois causer des problèmes esthétiques, particulièrement à cause d'une couleur élevée. Elles peuvent aussi favoriser la reviviscence bactérienne dans le réseau et surtout, par leurs réactions avec les oxydants tel le chlore, contribuer à la formation de sous-produits considérés comme indésirables ou même toxiques.

Une limite maximale de 15 unités de couleur vraie (UCV) est fixée et l'objectif (norme guide) de 5 UCV est généralement recherché. Lorsque la chloration est pratiquée, la présence de matières organiques contribue à former des composés chlorés dont certains, en particulier les trihalométhanes (THM), sont considérés comme potentiellement cancérigènes. La norme canadienne actuelle concernant les THM est de 350 µg/L. La norme américaine est de 100 µg/L (moyenne de 4 analyses par an). L'Organisation Mondiale de la Santé (OMS) a de son côté adopté une recommandation de 30 µg/L pour le chloroforme, qui compte généralement pour plus de 90% des THM formés. Bien que les méthodes

utilisées par les différents organismes soient différentes, ceux-ci s'entendent sur la nécessité de limiter le plus possible la formation des THM et des autres sous-produits de la chloration. Et il est vraisemblable que la norme canadienne soit ramenée au niveau de la norme américaine dans un avenir proche.

Ceci va donc poser un réel problème pour les petites collectivités qui n'ont aujourd'hui pour toute ressource que des eaux très colorées et qui dépendent essentiellement sur le chlore pour tout traitement. Pour ces collectivités, les traitements classiques (coagulation/floculation/décantation/filtration; oxydation; adsorption sur charbon actif) ne constituent pas toujours des solutions appropriées. En revanche la *filtration sur membranes* semble être le procédé offrant les meilleures perspectives. C'est un procédé relativement nouveau, si on fait exception des installations ayant pour objet l'enlèvement des sels.

Le développement des traitements par membrane a fait l'objet d'efforts de recherche soutenus durant les dernières décennies. Le développement de ces procédés s'est surtout fait pour le dessalement et pour certains procédés industriels spécifiques, mais la production d'eau potable constitue actuellement un des domaines les plus prometteurs. Les procédés de traitement par membrane peuvent se classer en osmose inverse, en ultrafiltration et en nanofiltration.

- *L'osmose inverse* est particulièrement utilisée pour le dessalement, c'est-à-dire l'enlevement des solides totaux dissous. Les pressions d'opération se situent de 1000 à 3000 kPa pour les systèmes basse pression, de 3000 à 5000 kPa pour les systèmes à moyenne pression et de 5000 à 7000 kPa pour les systèmes à haute pression. La sélection de la membrane se fait en fonction de la concentration en solides dissous. Généralement, les systèmes à basse, moyenne et haute pression s'utilisent respectivement pour des concentrations en sels inférieures à 3 g/L, entre 3 et 7 g/L et supérieures à 7 g/L.
- *L'ultrafiltration* s'applique surtout pour l'enlèvement des particules et des molécules de tailles élevées (macromolécules et matières colloïdales). L'enlèvement des substances dissoutes demeure cependant très faible. Les pressions d'opération se situent entre 30 et 700 kPa.
- *La nanofiltration* se situe entre l'osmose inverse et l'ultrafiltration. Ces membranes, opérant dans des gammes de pression variant de 400 à 1200 kPa, n'enlèvent qu'une faible partie des solides totaux dissous (et principalement des ions bivalents) mais enlèvent la plupart des matières organiques présentes dans les eaux. L'application la plus intéressante de la nanofiltration est pour le traitement des eaux peu salines (NaCl) ayant éventuellement une dureté élevée ou bien l'enlèvement de la couleur et des matières organiques dissoutes.La figure 1 permet de situer les divers types de membranes.

On a pu constater récemment l'intérêt croissant de la population envers la qualité de l'eau potable qui lui est délivrée. Face à cette sensibilisation accrue de la population et face aux normes plus contraignantes probablement à venir, les petites municipalités peuvent être prises au dépourvu pour plusieurs raisons: elles sont souvent éloignées et ne disposent pas toujours de sources alternatives d'aprovisionnement en eau; elles ont des moyens financiers réduits ce qui limite la complexité du traitement au minimum acceptable; elles ne disposent pas toujours du personnel qualifié pour l'opération, soit à cause d'un manque de budget, soit à cause de la non disponibilité de ce personnel en région. Dans cette optique, le traitement par membranes

de nanofiltration devient une solution fort attrayante puisqu'il permet de réduire les paramètres de couleur et de matières organiques en utilisant une technologie simple, facile à opérer et d'une grande fiabilité en ce qui concerne la qualité de l'eau produite. De plus les membranes permettent mieux qu'aucune autre technologie de faire face aux renforcements croissants des normes.

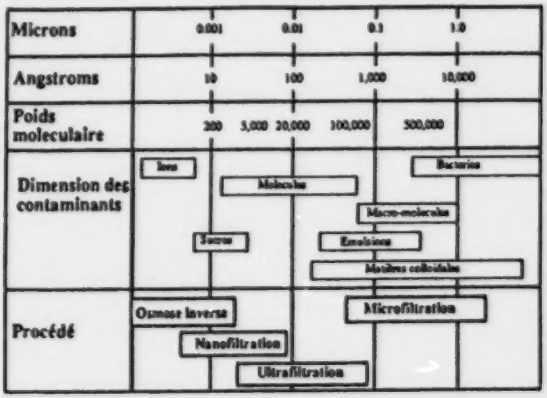


Figure 1 Domaines d'application des procédés par membrane

Le traitement par membranes est une technologie qui reste encore d'un usage très limité dans la production d'eau potable. Ces avantages pré-cités en font clairement une technologie d'avenir. Pour mieux connaître cette technologie et les limites de son application et pour en favoriser le développement, il est intéressant de réaliser des essais pilotes chaque fois que les caractéristiques de l'eau s'y prêtent. Nous présentons ici les premières observations du fonctionnement d'une usine pilote de traitement par nanofiltration avec des membranes spécialement conçues pour l'enlèvement de la couleur et des matières organiques.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Le pilote de nanofiltration utilisé[1] est une unité complètement intégrée comprenant:

- entrée d'eau brute et pompe de 45 L/min (usage facultatif);
- pompe de procédé de 57 L/min à 690 kPa;
- pompe de rétro-lavage de 15 L/min à 1380 kPa;
- réservoir de procédé de 225 L;
- réservoir d'eau traitée de 19 L;
- quatre (4) modules de membranes de nanofiltration (type fibres tubulaires) de 5 cm^2 x 100 cm.

Ces composantes individuelles sont inter-connectées par le biais de tuyauterie, vannes, câblages et contrôles appropriés, et sont entièrement contenues à l'intérieur d'un cadre d'acier.

[1] de Leeuw Environmental Inc., Burlington (Ontario)

Le pilote fonctionne selon le schéma de principe de la figure 2. L'eau brute [1] est d'abord pré-filtrée sur un micro-filtre de 75 ou 90 µm afin de retenir les plus grosses particules et les débris qui pourraient colmater l'orifice des membranes à fibres creuses. L'eau pré-filtrée s'emmagasine dans un réservoir dit "de procédé". Les contaminants contenus dans l'eau de procédé [2] peuvent soit passer au travers de la membrane (perméat [3]), soit s'échapper des modules dans le concentrat [4] qui est ici rejeté au drain. Les contaminants peuvent aussi être "stockés" sur les parois des membranes [5], contribuant alors à un colmatage. La situation idéale est évidemment celle où tous les contaminants sortent des membranes par le concentrat, sans qu'il n'y ait de dépôt sur les membranes ou de fuites dans le perméat. L'eau de procédé alimentant les membranes peut différer plus sensiblement de l'eau brute lorsque le concentrat des membranes est recirculé dans le réservoir de procédé, ce qui a pour effet d'augmenter les paramètres qualitatifs.

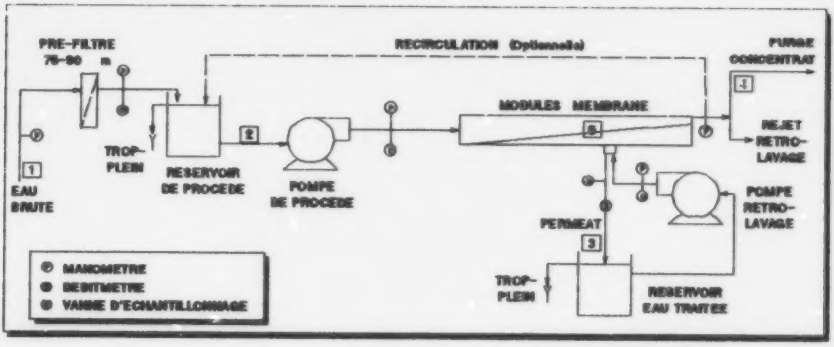


FIGURE 2 - SCHEMA DE L'INSTALLATION PILOTE

Les premiers essais ont été effectués à la Centrale de Traitement d'Eau (CTE) de Sept-Iles, du 27 mars au 21 avril 1990. L'usine existante est alimentée gravitairement à partir du Lac-des-Rapides. La prise d'eau située en bordure du lac comporte un dispositif de dégrillage. L'eau brute est acheminé vers un puits dans lequel on peut effectuer une pré-chloration (pas en service durant notre étude). C'est dans ce puits qu'est prélevée l'eau brute alimentant notre pilote de nanofiltration. L'eau brute de Sept-Iles est fortement colorée: de 45 à 130 UCV. Elle est aussi riche en matières organiques (COT d'environ 10 mg/L). Les essais à Sept-Iles ont été de courte durée mais il est intéressant de noter que, paralèllement au traitement de nanofiltration, nous avions à Sept-Iles une usine pilote complète du procédé physico-chimique: pré-ozonation, coagulation/floculation (au sulfate d'aluminium ou au poly-alumino-silico-sulfate), décantation dynamique (type Superpulsator), filtration sable et anthracite, ozonation intermédiaire et finalement filtration/adsorption sur CAG. Un troisième traitement (ozonation de l'eau brute et filtration sur CAG) était aussi étudié concurremment aux deux premiers. Quelques comparaisons intéressantes sont donc possibles.

Le pilote de nanofiltration a ensuite été déplacé à Rawdon pour une étude de plus longue durée, du 8 mai jusqu'à la fin octobre 1990. Actuellement la municipalité de Rawdon prélève son eau de consommation du lac Vail. L'eau du lac Vail est acheminée gravitairement à Rawdon par une conduite souterraine. Un poste de dégrillage est situé à proximité du lac. Un poste de chloration est situé environ 1 km en aval. Le pilote de nanofiltration a été installé dans ce poste de chloration. L'eau est acheminée au pilote par une prise directe sur la conduite d'eau brute, avant l'injection de chlore. L'eau brute de Rawdon est un peu moins colorée que celle de Sept-Iles (55 à 68 UCV). Comme à Sept-Iles cette couleur constitue l'un des principaux objectifs du traitement de l'eau. Ici aussi le COT est en concentration importante, entre 5,6 et 8,7 mg/L.

Tous les échantillons prélevés ont été confiés à un laboratoire accrédité et ont été analysés selon les méthodes standards (Standard Methods, 16^{e} éd.).

La durée de l'étude a été divisée en cycles d'essais. Nous entendons par cycle d'essai une période d'observation plus ou moins prolongée du fonctionnement des membranes, dans des conditions bien déterminées et fixes tout au long du cycle. Le tableau 1 contient la description des cycles d'essai et leur durée.

TABLEAU 1: DESCRIPTION DES CYCLES D'ESSAI

# CYCLE	DATE DEBUT	DUREE (d)	SITE	DESCRIPTION
A	27/03	9	Sept-Iles	fibres "Zenon Type 1"; 368 fibres/module; configuration en 2 séries parallèles de 2 modules; concentrat recirculé au bac de procédé; tous les 10 min, 30 s de rétro-lavage et 20 s de fonctionnement en régime turbulent; pression d'opération 690 kPa; % de récupération autour de 50%
B	06/04	6	Sept-Iles	Idem, après un nettoyage basique des membranes.
C	17/04	3	Sept-Iles	Idem, après un nettoyage acide et basique des membranes.
D	21/04	1	Sept-Iles	2 nouveaux modules; filtration sur membranes d'eau pré-ozonée de la CTE; mêmes conditions d'opération.
1	08/05	30	Rawdon	fibres "Zenon Type 1"; 368 fibres/modules; configuration idem; concentrat rejeté au drain; rétro-lavages et débit turbulent idem; pression d'opération 690 kPa; % récupération idem.
2	08/06	25	Rawdon	Idem, après un nettoyage basique des membranes
3	03/07	58	Rawdon	Nouveaux modules: 2 "coated fibers" et 2 "hydrophilics fibers"; concentrat rejeté au drain; rétro-lavages de 30 s, tous les 10 min; débit laminaire dans 2 modules et débit turbulent dans 2 autres; pression d'opération 690 kPa; % de récupération entre 10 et 20% (à cause des modules à régime turbulent).
4	31/08	10	Rawdon	Idem, après un nettoyage basique des membranes.
5	10/09	7	Rawdon	Idem, après un nettoyage basique des membranes; pression d'opération d'environ 520 kPa.
6	17/09	21	Rawdon	Idem, après un nettoyage basique des membranes; pression d'opération d'environ 345 kPa.

D'autres cycles d'essais ont été effectués en octobre sur de nouveaux modules, mais les résultats ne sont pas disponibles au moment de la rédaction de cet article.

Les paramètres que l'on peut faire varier d'un cycle à un autre sont:

- la configuration du schéma de traitement (modules en série ou en paralèlles; recirculation ou non du concentrat);
- la fréquence et la durée des rétro-lavages périodiques;
- les pressions d'opération;
- la proportion de débit d'eau traitée, relativement au débit d'eau de procédé (c'est le pourcentage de récupération);
- la filtration en régime laminaire ou turbulent;
- le type de membranes et le nombre de fibres par module.

Toutes les membranes testées sont du type à fibres creuses ("Hollow fibers") faites à partir de polymères organiques de la famille des polysulfones, de diamètre interne de 0,9 mmø et de diamètre externe de 1,7 mmø. Les fibres sont gainées en une liasse contenue à l'intérieur d'un tuyau de PVC de 0,05 mø par 1,02 m de longueur (le module).

RÉSULTATS

QUALITÉ

Plusieurs échantillons ont été prélevés à Sept-Iles et à Rawdon, afin d'évaluer le rendement qualitatif des membranes (Tableau 2).

TABLEAU 2: RENDEMENT QUALITATIF DES MEMBRANES

PARAMETRES	Sept-Iles; UA et UB[1]			Sept-Iles; UB[2]			Rawdon; U1 et U2[3]			Rawdon; U3[4]		
	Eau de procédé	Perméat	R %	Eau ozonée	Perméat	R %	Eau de procédé	Perméat	R %	Eau de procédé	Perméat	R %
Couleur (UCV)	90	5	94%	62	8	87%	59	3	94%	64	4	95%
Turbidité (UTN)	0,8	0,7	18%	1,1	0,9	18%	1,3	1,0	20%	0,95	0,58	39%
Ultra-violets (D.O. à 254 nm)	0,51	0,045	91%	0,38	0,09	76%	0,28	0,025	91%	0,27	0,015	94%
COT (mg C/L)	10,4	1,6	85%	10,5			7,3	1,3	83%	6,0	0,65	89%
Azote ammoniacal (mg N/L)		0,03										
Tannins (mg/L)	2,0	0,3	85%		0,3		1,2	<0,18	>85%			
PTHM totaux (µg/L)	154	71	54%	348	154	56%	247	58	76%	292	66	77%
Fer (mg Fe/L)	0,41	0,04	90%	0,42	0,04	90%						
Manganèse (mg Mn/L)	0,03	0,02	33%	0,04	0,03	25%						
Aluminium (mg Al/L)	0,32	0,06	81%	0,19	0,16	16%						
Demande en chlore (mg OCl/L)		<0,07						<0,2				
• Couleur apparente (UCA)	>100	7	>93%				50	1	98%			
• Turbidité (UTN)	0,68	0,34	50%				0,6	0,1	65%	1,1	0,17	84%
• pH	5,1	5,3										

R Rendement d'enlèvement
• Contrôles réguliers in situ
1 Moyenne de 3 analyses
2 Une (1) seule analyse
3 Moyenne de 4 analyses
4 Moyenne de 2 analyses

La constance des résultats d'analyse est remarquable durant chaque cycle d'essai, quel que soit le temps passé entre deux échantillonnages. Ceci indique entre autres que l'intégrité des membranes a été préservée durant toute la durée des essais. Les

rendements d'enlèvement atteints sont pour la plupart excellents: plus de 90% d'enlèvement de la couleur vraie, environ 85% d'enlèvement du COT, les précurseurs de THM réduits d'environ 70%.

Dans l'essai #D avec l'eau ozonée de la CTE de Sept-Iles, les enlèvements sont encore très bons, mais un peu moins qu'avec l'eau brute (essais #A et #B). Ce comportement peut s'expliquer par le fait que les sous-produits de l'ozonation sont des molécules plus petites que les acides humiques retrouvés à l'eau brute; il est permis de croire que ces molécules plus petites sont moins aisément retenues par les membranes. Le niveau nettement plus élevé de PTHM est en accord avec cette hypothèse. En présence d'acides humiques, il a été souvent constaté que de faibles taux d'ozonation ont pour effet d'augmenter la production de chloroforme (Doré, 1989).

Les analyses de couleur et de turbidité effectuées *in situ* ont d'autre part permis de conclure qu'il n'y a pas de différence significative de qualité entre les perméats produits par chacun des quatre modules de membranes. Nous n'avons pas non plus constaté de différence significative de qualité inter-modules durant les essais #3, #4 et #5 où les 4 modules sont pourtant différents les uns des autres (Tableau 3). Il n'y a pas non plus de différence statistiquement significative entre la couleur de l'eau brute avant ou après la pré-filtration.

TABLEAU 3: QUALITÉ DE L'EAU DURANT L'ESSAI #3 (RAWDON)

PARAMÈTRES	Eau brute avant pré-filtration	Eau de procédé	Perméat #1 "Coated" régime laminaire	Perméat #2 "type" régime turbulent	Perméat #3 "Hydrophilic type" régime laminaire	Perméat #4 "Hydrophilic type" régime turbulent	Eau traitée (composite 4 modules)
Couleur (UCV)	68	64	3	2	3	4	4
Turbidité (UTN)	0,55	0,95	0,52	<0,52	<0,52	0,57	0,58
Ultra-violets (D.O. à 254 nm)	0,26	0,27	0,01	<0,008	0.018	0,02	0,015
COT (mg C/L)		6,0					0,65
PTHM totaux (µg/L)		292					66

Moyenne de 2 analyses, sauf l'eau brute avant pré-filtration (1 seule analyse)

Une analyse des métaux lors d'un nettoyage de membranes effectué à Sept-Iles a révélé qu'il y a une certaine fixation de ceux-ci dans les membranes (Tableau 4). L'échantillon "eau de lavage" est prélevé à la fin du nettoyage acide et basique du 17 avril. Compte tenu du volume d'"eau filtré durant le cycle #C, on calcule que le pourcentage de rétention représente 7% pour le fer, 3 % pour le manganèse et 2% pour l'aluminium. Ces valeurs relativement faibles, ainsi que les faibles concentrations mesurées au perméat, expliquent que les concentrations de métaux dans le concentrat soient aussi semblables à celles observées dans l'eau de procédé.

TABLEAU 4: RÉTENTION DES MÉTAUX DANS LES MEMBRANES (SEPT-ILES)

PARAMETRES	Eau de procédé	Perméat	Concen-trat	Eau de lavage
Fer (mg Fe/L)	0,41	0,04	0,42	2,15
Manganèse (mg Mn/L)	0,03	0,02	0,03	0,06
Aluminium (mg Al/L)	0,32	0,06	0,26	0,40

FLUX

Le débit d'eau traitée a été mesuré tout au long des essais. Dans le domaine des membranes, on utilise plutôt la notion de *flux* qui est une mesure du débit passant au travers la membrane, par unité de surface de membrane. Le flux s'exprime en $m^3/m^2/d$ (en US gal/ft^2/d ou gfd en système américain). Afin d'obtenir des résultats comparables entre différents sites ou différentes époques de l'année, il est aussi nécessaire de corriger les données selon la température de l'eau. En effet la viscosité dynamique de l'eau -fonction de la température- influence beaucoup le flux. Tous les débits mesurés sont donc ramenés à une température standard commune de 23,9°C (=75°F). Les flux ajustés sont présentés à la figure 3[2].

Les cycles #1 et #2 sont ceux où l'évolution du flux s'observe le plus clairement, à cause de leur durée. On remarque que le flux diminue avec le temps, rapidement durant les 3 premiers jours, et plus lentement par la suite. Au début du cycle #1 la diminution du flux est de -0,065 $m^3/m^2/d$ par jour; au bout d'un mois de fonctionnement, le flux diminuait au rythme de -0,005 $m^3/m^2/d$ par jour. Le flux tend donc vers une stabilisation.

Le nettoyage chimique à la fin du cycle #1 a permis de restaurer le flux presque au niveau initial. L'évolution du flux durant le cycle #2 est tout à fait similaire à l'évolution dans le cycle #1. Pour la durée complète des cycles #1 et #2, le flux moyen a été de 0,77 $m^3/m^2/d$. Si on inclut aussi les cycles #A, B, C et D de Sept-Iles, le flux moyen de ce type de membranes est de 0,82 $m^3/m^2/d$. La productivité de ces membranes de "type I" a été très proche du flux mesuré par le manufacturier: 1,43 $m^3/m^2/d$ en début de cycle, à la pression de 690 kPa. Au début du cycle #A le flux fourni est de 1,52 $m^3/m^2/d$ mais tombe rapidement vers 1,0-1,1 $m^3/m^2/d$. Au début du cycle #1 à Rawdon, le flux fourni est de 1,21 $m^3/m^2/d$ et le déclin du flux est plus lent, toujours à la pression de 690 kPa. Durant ce cycle #1, le flux a décliné de moitié (de 1,21 à 0,58 $m^3/m^2/d$) en un mois d'opération, ce qui est un résultat supérieur à ceux obtenus à Sept-Iles. Le lavage chimique a permis de récupérer presqu'entièrement le flux original du cycle #1. Le cycle #2 montre un profil à peu près identique au cycle #1. Ceci indique que le colmatage est en majeure partie réversible et que la performance initiale de la membrane peut être presqu'entièrement retrouvée grâce à un nettoyage chimique périodique.

Puisque les cycles #1 et #2 se sont déroulés dans des conditions d'opération identiques, nous pouvons calculer que la perte de flux entre les deux cycles, c'est-à-dire le colmatage *irréversible*, est de

---

[2] Des essais encore en cours au moment de la rédaction empêchent de conclure immédiatement sur les cycles #3 et suivants.

0,0073 $m^3/m^2/d$ (calculé sur une même durée de fonctionnement de 25 d). Relativement au flux moyen, le colmatage irréversible représente 0,95%. A ce rythme, les membranes perdraient 50% de leur capacité en environ 4 ans. Une optimisation du nettoyage chimique (choix du détergent, concentration et durée du nettoyage) peut surement freiner le colmatage irréversible.

AUTRES PARAMETRES D'OPERATION

Un des grands avantages de cette technologie est la rapidité de mise en oeuvre: dès le premier instant de fonctionnement l'eau obtenue à la sortie du pilote est une eau traitée de grande qualité et cette qualité n'a pas varié significativement durant toute la durée des cycles, tel qu'il a été montré précédemment. Les contrôles du procédé sont aisés et prennent peu de temps. Durant notre étude, le contrôle a consisté à relever tous les débits, pressions, températures et compteur d'électricité, à raison de 2 ou 3 fois la semaine. Des mesures sur place de la turbidité et de la couleur étaient aussi effectuées. Une usine contenant plus de modules demande des contrôles plus nombreux, mais ceux-ci peuvent être automatisés en grande partie. En effet, ce procédé se prête très bien à l'automatisation. Un contrôleur programmable pour chaque groupe de modules peut s'acquitter de toutes les opérations de départ/arrêt de pompes, ouverture/fermeture de vannes solénoïdes, etc. Des capteurs (débitmètres, mesures de pressions et de températures, turbidimètres en continu, etc.) peuvent aussi être installés.

Au cours de notre étude, l'entretien mécanique a uniquement consisté à changer occasionnellement la cartouche de pré-filtration, à nettoyer les bacs tous les deux mois environ, à ajuster quelques joints d'étanchéité. Le pilote étant composé de tuyaux en PVC, de vannes solénoïdes, pompes, joints d'étanchéité, ..., l'entretien mécanique ne requiert aucune compétence technique particulière.

Un paramètre d'exploitation important est la fréquence des nettoyages chimiques. Comme on l'a montré, les procédés physiques de nettoyage (rétro-lavages, débits turbulents) freinent la chute du débit de perméat, mais le recours à un nettoyage chimique des membranes est tout de même nécessaire au bout d'un certain temps. A Rawdon, le délai raisonnable était d'environ un (1) mois. Plusieurs détergents ont été développés pour décolmater les membranes. Dans ce domaine, il est préférable de respecter les directives du manufacturier (compatibilité du détergent avec la composition des membranes). Le choix du meilleur produit nettoyant est fonction de l'eau traitée et doit être déterminé par des essais de laboratoire ou de traitabilité sur place. Les nettoyages effectués lors de cette étude ont été assez efficaces puisqu'ils ont permis de récupérer en grande partie le flux original (perte moyenne de 0,95 % d'un cycle à un autre). Ce colmatage irréversible nécessite, à terme, de remplacer les modules. Actuellement, la durée de vie des membranes est estimée à 4-6 ans en fonctionnement continue, par le fabricant. Le nettoyage chimique basique a consisté à préparer une solution d'environ 45 g de MC-3[3] dans 100 L d'eau traitée. Cette solution est recirculée en circuit fermé durant une heure. La solution est ensuite drainée à l'égout, en la diluant avec du concentrat. Le pilote peut ensuite redémarrer. Le nettoyage chimique acide au MC-1[3] s'opère de la même manière. Après

[3] de Nemours Environmental Inc, Burlington (Ontario)

nettoyage, on doit drainer durant plusieurs minutes avant de consommer l'eau produite.

EVALUATION ECONOMIQUE

Nous avons procédé à une évaluation économique sommaire de ce procédé. Les hypothèses de calculs sont basées sur les données mesurées dans cette étude et sur les coûts estimés par le fabricant des membranes. Les coûts ont été calculés pour 2 formats différents d'usine (5000 et 500 m^3/d). Notons au passage que les débits à Sept-Iles et à Rawdon sont estimés à environ 50 000 m^3/d et 5000 m^3/d, respectivement. Un flux ajusté moyen de 0,82 $m^3/m^2/d$ a été retenu, basé sur les cycles #A, B, C, D de Sept-Iles, #1 et #2 de Rawdon. La température de design retenue est de 13°C, basé sur la température moyenne de l'eau brute à Sept-Iles. Au niveau du coût des modules, le fabricant pense pouvoir mettre sur le marché d'ici un (1) an des modules de 100 m^2 de surface à un prix de l'ordre de 4000 $/module. Les équipements auxiliaires ont un coût estimé à 2 fois le coût des membranes. Le pourcentage de récupération est de 75% du débit pompé, la pression d'opération est de 520 kPa et le rendement de pompage est de 65%. Le coût de l'électricité retenu est de 0,048 $/kWh. Le coût actuel de nettoyage chimique est de 2,16 $/nettoyage/module et les nettoyages chimiques sont prévus mensuellement. Les équipements auxiliaires sont amortis en 10 ans. Nous avons fait l'hypothèse que le nombre de modules dans l'usine sera deux (2) fois celui nécessaire au fonctionnement moyen de l'usine (débit nominal à la température moyenne). Cette conception à deux trains, qui permet de fournir de l'eau en débit de pointe à température élevée en gardant au moins la moitié des modules en réserve, présente donc une grande sécurité. Les équipements auxiliaires associés sont aussi doublés. Le remplacement de la totalité des modules est prévu tous les 6 ans (c'est-à-dire que nous considérons une durée de vie des modules de 3 ans).

Les coûts totaux et unitaires sont présentés au tableau 5.

TABLEAU 5: ÉVALUATION ÉCONOMIQUE SOMMAIRE

COUT DE CONSTRUCTION		
Capacité usine (m^3/d)	5000	500
Nombre de modules requis (2 trains)	161	16
Coût total (modules + équipements associés)	1 932 000$	192 000$
COUT D'OPERATION		
Puissance totale requise (kWh/d)	2212	221
Coût électricité ($/année)	38 700$	3 900$
Coût nettoyage chimique ($/an)	2 100$	200$
Remplacement des modules tous les 6 ans ($/an)	53 700$	5 400$
Amortissement équip. auxiliaires en 10 ans ($/an)	129 800$	12 800$
Total opération et amortissement ($/année)	223 000$	22 300$
Coût unitaire opération et amortissement ($/$m^3$)	0,122	0,122

On remarque qu'aucun effet de taille n'a été retenu dans nos hypothèses de calcul, ce qui explique le coût de production identique. En réalité, ce ne serait probablement pas le cas, même si l'effet de taille est moins important pour une usine composée d'équipements que pour une usine surtout composée de génie civil. Le coût d'opération ne

comprend pas le coût de la main-d'oeuvre: ce coût devrait être inférieur à celui d'une usine conventionnelle de production d'eau. Le prix moyen de 0,122 $/m^3 est d'un niveau tout à fait comparable à celui d'une usine de type clarification/décantation/filtration avec adsorption sur charbon actif.

Dans les hypothèses faites pour ce calcul, la production d'eau par surface de membrane nous paraît très réaliste puisqu'elle a été mesurée. De même pour la plupart des paramètres du coût d'opération. Parmi les hypothèses plus discutables figure le coût des membranes, estimé par le fabricant pour une fabrication qui n'existe pas encore. Il faut néanmoins noter que des sociétés concurrentes proposent déjà des membranes de nanofiltration à des prix de 30 $/m^2. Le coût des membranes qui arriveront sur le marché dans un an devrait donc être inférieur à l'hypothèse faite dans le calcul. La principale inconnue reste le coût des systèmes (équipements auxiliaires) qui pourraient, s'ils ne sont pas conçus de façon très adaptée aux besoins de la production d'eau potable, représenter une dépense plus de 2 fois supérieure au coût des membranes.

Ces prix recoupent assez fidèlement ceux trouvés dans la littérature (Taylor et al., 1989; Dykes et Conlon, 1989; Jacangelo et al., 1989) et les coûts réels des usines actuellement construites en Floride avec des membranes très similaires.

CONCLUSION

Les résultats obtenus à Sept-Iles et à Rawdon montrent que le traitement par membranes de nanofiltration réduit efficacement la couleur et les matières organiques naturelles contenues dans des eaux de surface très colorées. Les rendements d'enlèvement de la couleur se situent autour de 90-95% et la couleur est dans tous les cas inférieure à la norme de 15 UCV. L'enlèvement des matières organiques est aussi très significatif: environ 85% du COT, 55 à 75% des précurseurs de trihalométhanes, environ 90% des matières organiques mesurées par l'absorption des ultra-violets à 254 nm. C'est au début d'un cycle de fonctionnement que le flux décline le plus rapidement; le flux tend à se stabiliser par la suite et une durée de fonctionnement d'un mois peut facilement être atteinte avant de recourir à un nettoyage chimique des membranes. Ces nettoyages ont permis de récupérer presque entièrement le flux initial du perméat. Le concentrat représente un débit non négligeable, mais peut être éliminé sans traitement, par exemple en le retournant dans le plan d'eau d'où origine l'eau brute. Les eaux de lavage représentent un faible volume en proportion du débit d'eau traité. Une évaluation économique sommaire indique que le coût d'un tel traitement par membranes de nanofiltration peut se comparer aux coûts d'autres types de traitement qui n'offrent cependant pas d'aussi bons rendements en général. De plus cette technologie est actuellement en plein essor et les fabricants laissent entrevoir des améliorations notables, qui se traduiront entre autres par une baisse significative du prix de revient.

Finalement, compte tenu de la simplicité du traitement et de la facilité d'opération et d'entretien, nous croyons que les membranes de nanofiltration sont promises à un bel avenir dans le domaine du traitement de l'eau.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

APHA, AWWA & WPCF (American Public Health Association, American Water Works Association & Water Pollution Control Federation), (1985).
Standard Methods, 16e édition, 1268 p.

AWWA (American Water Works Association), (1988).
Membrane Processes: Principles and Practices. AWWA Seminar Proceedings, Annual conference, Orlando FL, June 19, 1988. 76 p.

AWWA (American Water Works Association), (1990).
Water quality and Treatment, 4e édition. pp. 709-746.

CONLON, W.J. et McCLELLAN, S.A., (1989).
Membrane Softening: A Treatment comes of Age. Jour. Am. Wat. Works Ass., 81:11:47.

DORÉ, M., (1989).
Chimie des oxydants et traitement des eaux. Techniques et Documentation - Lavoisier, Paris, France. 505 p.

DYKES, G.M. et CONLON, W.J., (1989).
Use of Membrane Technology in Florida. Jour. Am. Wat. Works Ass., 81:11:43.

JACANGELO, J.G., AIETA, E.M., CARNS, K.R., CUMMINGS, E.W. et MALLEVIALLE, J., (1989).
Assessing Hollow-Fiber Ultrafiltration for Particle Removal. Jour. Am. Wat. Works Ass., 81:11:68.

MALLEVIALLE, J. et CHAMBOLLE, T., (1990).
La qualité de l'eau. La recherche, 21:598.

MENVIQ (Ministère de l'Environnement du Québec), (1989a).
L'eau potable au Québec, un premier bilan de sa qualité.

MENVIQ (Ministère de l'Environnement du Québec), (1989b).
Les oxydants dans le traitement de l'eau potable: revue bibliographique. 239 p.

RAYCHEBA, J.M.T., (1990).
Membranes Technology Reference Guide. Ontario Hydro, Product Knowledge Series. 120 p.

TAYLOR, J.S., THOMPSON, D.M. et CARSWELL, J.K., (1987).
Applying Membrane Precesses to Groundwater Sources for Trihalomethane Precursor Control, Jour. Am. Wat. Works Ass., 79:8:72.

TAYLOR, J.S., MULFORD, L.A., DURANCEAU, S.J. et BARRET, W.M., (1989).
Cost and Performance of a Membrane Pilot Plant. Jour. Am. Wat. Works Ass., 81:11:52.

Historical Review of Chlorination and Dechlorination with Respect to Various Developments in Equipment and Technology

(Évolution historique de la chloration de la déchloration par rapport aux développements de la technologie et des équipements)

George Clifford White, Consultant
San Francisco, California

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing

INCIDENCE DE QUELQUES ÉTAPES DE TRAITEMENT SUR L'ÉVOLUTION DU CODB D'EAUX À POTABILISER ET DE MOLÉCULES MODÈLES

par

Nicole Merlet, Nathalie Karpel Vel Leitner et Marcel Doré
Laboratoire de chimie de l'Eau et des Nuisances
École Supérieure d'Ingénieurs de l'Université de POITIERS-FRANCE

INTRODUCTION

La recroissance bactérienne dans les réseaux de distribution d'eaux potables, qui contribue à la détérioration de la qualité de l'eau, constitue un problème majeur pour de nombreux exploitants. Cette recroissance est induite par la présence dans les eaux traitées d'une matrice organique résiduelle contenant des composés organiques facilement assimilables par les bactéries. En conséquence, et pour éviter l'utilisation de doses excessives de désinfectants (en fin de filière ou en réseau), le contrôle de la teneur en carbone organique dissous biodégradable (CODB) s'avère nécessaire.

Au cours des dernières années, de nombreuses techniques ont été mises en oeuvre pour tenter d'appréhender ce paramètre par une approche biologique, à défaut de pouvoir identifier et quantifier les nombreux composés biodégradables présents dans le milieu à l'état de traces. Les principales méthodes ont été développées par Van der Kooij (1978-1982-1987), puis par Servais et Billen (1987) et Joret et Lévi (1988).

Mais alors que ce paramètre commence à être utilisé comme outil dans de nombreuses usines d'eau potable pour optimiser les traitements, de nombreuses controverses existent encore à son sujet et en particulier, il apparait difficile de corréler les résultats obtenus par les différentes techniques, ce qui pose des problèmes certains quant à la validation de ces tests.

En conséquence, il nous a paru intéressant d'étudier le paramètre CODB en réalisant des essais d'une part sur des eaux naturelles, brutes ou en cours de traitement, et d'autre part sur des molécules modèles (substances humiques aquatiques extraites des eaux naturelles ou composés organiques). Ces expérimentations ont été réalisées par incubation de l'eau à analyser en présence de bactéries libres ou de bactéries fixées et en mesurant la décroissance du carbone organique dissous en cours d'incubation. Nous avons confronté les résultats obtenus par ces tests avec les mécanismes connus des traitements de potabilisation (coagulation/floculation - ozonation - filtration sur charbons actifs) sur les molécules modèles, dans le but non seulement d'appréhender les possibilités et les limites de ces techniques mais aussi d'évaluer l'impact de la régulation du CODB sur la qualité de l'eau.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

- Les eaux analysées ont été prélevées dans des usines d'eaux potables, à différents niveaux de traitement. Elles sont conservées à 4°C avant utilisation
- Le COT est déterminé à l'aide d'un analyseur DOHRMAN DC 80 permettant la mesure de faibles teneurs en carbone (< 3 mg l^{-1}) avec une erreur relative inférieure à 5%

- Les mesures d'absorbance U.V. sont réalisées sur un appareil VARIAN DMS 90, avec un trajet optique de 10 mm
- Les substances humiques sont extraites d'eaux de surface de FRANCE selon la méthode de Thurman et Malcolm (1981)
- La détermination du CODB est effectuée en utilisant les méthodes décrites par Servais et coll. (1987) dans la cas d'une incubation en présence de bactéries libres et par Joret et coll. (1988) dans le cas d'une incubation en présence de bactéries fixées sur sable.

L'inoculum de bactéries libres est constitué d'une eau de surface (rivière LE CLAIN-FRANCE) préalablement filtrée sur un filtre en fibre de verre (WHATMAN GF/C) de porosité 1,2 µm. Il est introduit à raison de 10 ml par litre d'échantillon.

L'inoculation de bactéries fixées utilise du sable prélevé dans les filtres lents d'une usine d'eau potable (POITIERS-FRANCE) n'effectuant pas de préoxydation. Sa granulométrie est comprise entre 500 µm et 1 mm et il est lavé à l'eau ultra-pure jusqu'à ce qu'il ne relargue plus de COT. Il est ajouté à raison de 250 g de sable pour 750 ml d'échantillon.

Après détermination du COD initial, les échantillons sont mis à incuber à l'obscurité, à 20°C et l'évolution du COD est suivie au cours du temps d'incubation sur une période de 10 jours avec bactéries fixées et 30 jours pour les bactéries libres. Les prises d'essai, effectuées en triplicat sont filtrées sur membranes en acétate de cellulose de porosité 0,2 µm (SARTORIUS) préalablement rincées par 10 fractions de 20 ml d'eau ultra-pure.

- L'ensemble de la verrerie utilisée pour la détermination du CODB est soigneusement rincé puis passé au four à 500°C pendant 3 heures pour éliminer toute trace de matières organiques.
- L'eau utilisée pour la préparation des solutions est de l'eau ultra-pure produite par une chaine Milli-Q (WATERS-MILLIPORE).

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Détermination du CODB dans des eaux de diverses origines

L'évolution du COD au cours du temps suivant les deux modes d'incubation met en évidence une biodégradation plus rapide avec les bactéries fixées sur le sable (fig. 1) pour les 2 eaux étudiées (eau brute et eau décantée de l'usine de CHATELLERAULT). La valeur du CODB déterminé après 14 jours d'incubation est également plus forte avec l'inoculum sable, mais il est possible que le palier ne soit pas encore atteint avec les bactéries libres car la densité bactérienne est beaucoup plus faible.

Le tableau 1 rapporte les résultats expérimentaux obtenus dans des conditions similaires sur des eaux prélevées dans des usines de production d'eau potable à différents stades de traitement.

Ces résultats montrent que la fraction facilement assimilable du COD varie considérablement suivant la nature de l'eau et le traitement appliqué. On remarque également que pour l'ensemble des eaux étudiées, les valeurs avec des bactéries libres sont plus faibles que celles obtenues avec des bactéries fixées, mais là encore, un palier dans la courbe de décroissance du COD a été obtenu après une incubation de 15 à 20 jours et l'expérimentation n'a pas été poursuivie au-delà. Il est alors possible qu'une fraction du carbone organique plus lentement utilisable par les bactéries n'ait pas été prise en compte. En effet,

comme l'ont montré Servais et coll. (1985-1987), la matière organique contenue dans les eaux est essentiellement sous forme de composés qui ne peuvent être directement assimilés par les bactéries hétérotrophes.

TABLEAU 1 POURCENTAGE DU CARBONE ORGANIQUE BIODÉGRADABLE DE DIVERSES EAUX À POTABILISER.

	Inoculum bactéries fixées			Inoculum bacétries libres		
	COD mg l^{-1}	CODB mg l^{-1}	% CODB / COD	COD mg l^{-1}	CODB mg l^{-1}	% CODB / COD
Eau brute POITIERS	3,62	1,40	38,7	3,61	0,81	22,5
Eau brute CHATELLERAULT	5,41	1,49	27,5	3,83	0,42	10,9
Eau décantée CHATELLERAULT	2,68	0,47	17,5	2,72	0,33	12,1
Eau ozonée CHATELLERAULT				3,51	1,62	46,1
Eau ozonée NANCY				1,94	0,43	22,2
Eau traitée POITIERS				2,65	0,20	7,5
Eau traitée METZ				2,25	0,68	30,2

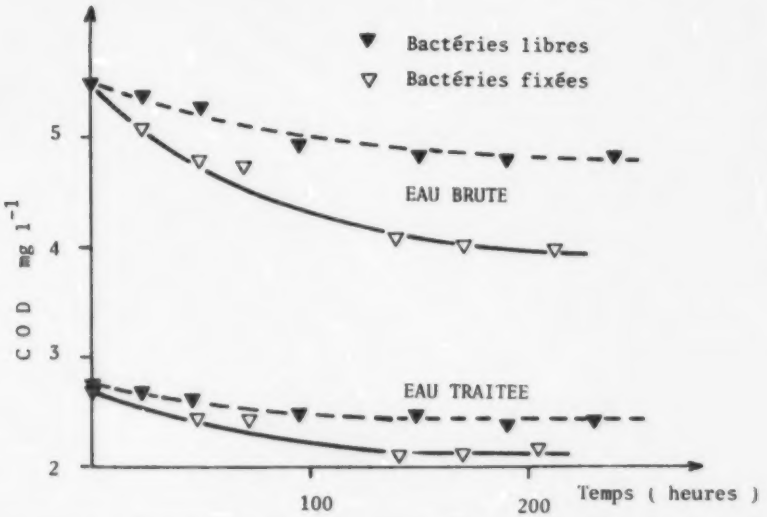


FIGURE 1 ÉVOLUTION DU COD EN FONCTION DE LA NATURE DE L'INOCULUM.

Seules quelques petites molécules sont directement utilisables; quant aux composés organiques de haut poids moléculaire, leur assimilation dépend de leur aptitude à subir une hydrolyse exoenzymétrique conduisant à des molécules utilisables par les bactéries et il est alors bien évident que la densité de bactéries présentes joue un rôle sur l'aspect cinétique de la biodégradation.

Enfin, il ne faut pas oublier que la méthode avec bactéries fixées utilise du sable comme support des bactéries; or ce sable et son film biologique sont susceptibles d'être le siège de phénomènes d'adsorption, et même s'il est vraisemblable que les molécules adsorbées soient biodégradables on peut raisonnablement admettre que le phénomène mesuré prend également en compte une part d'adsorption.

Détermination du CODB de molécules modèles

Afin de mieux appréhender la signification des résultats obtenus avec ces méthodes de détermination du CODB, et en particulier par souci de posséder des éléments de comparaison avec d'autres tests connus et principalement le test normalisé de détermination de la biodégradabilité (AFNOR 1985), nous avons procédé à une étude sur des molécules modèles en choisissant des composés organiques simples, suffisamment solubles pour la préparation des solutions et dont la biodégradabilité est fournie par la littérature (De Laat 1988).

Ce sont:
- l'acétate de sodium et l'acide oxalique utilisés comme références dans la méthode de Van Der Kooij (1978-1982) et donc très facilement biodégradables
- l'acide salicylique et l'acide maléique considérés comme aisément biodégradables
- le phénol et le para-nitrophénol, moyennement biodégradables
- et enfin l'acide para-chlorobenzoïque réfractaire à la biodégradation

Les expérimentations sont conduites en milieu tamponné (eau reconstituée) à pH 7 en utilisant un inoculum de bactéries fixées sur sable.

Les résultats observés présentés sur les figures 2 et 3 respectivement pour les composés aliphatiques et aromatiques montrent des évolutions du COD conformes aux données des tests de biodégradabilité.

Les valeurs calculées pour le CODB de ces molécules sont rapportées dans le tableau 2 sur lequel nous avons également fait figurer le pourcentage du carbone organique dissous biodégradé en 100 heures d'incubation. Ce chiffre permet de rendre compte, bien que de manière imprécise, de l'aspect cinétique et donc de l'aptitude à la biodégradation. En effet après 15 jours d'incubation, la plupart des composés susceptibles d'être assimilés l'ont été presque quantitativement alors que la valeur à 100 heures est en bon accord avec les résultats des tests de biodégradabilité (De Laat 1988) réalisés avec un inoculum bactérien constitué d'un effluent de station d'épuration urbaine.

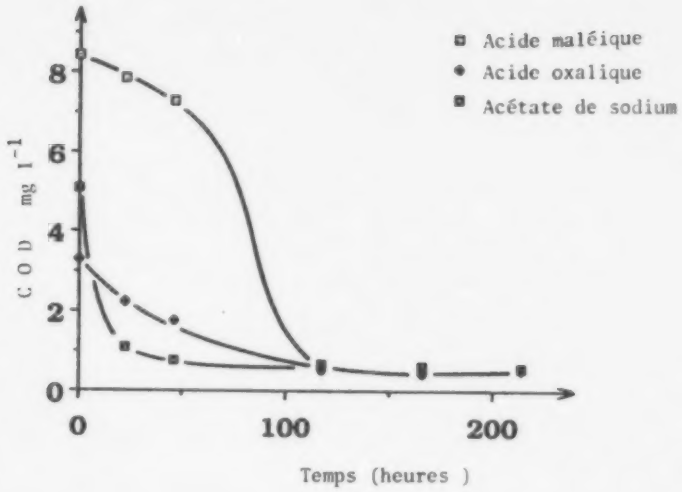


FIGURE 2 INCUBATION DE COMPOSÉS ALIPHATIQUES.

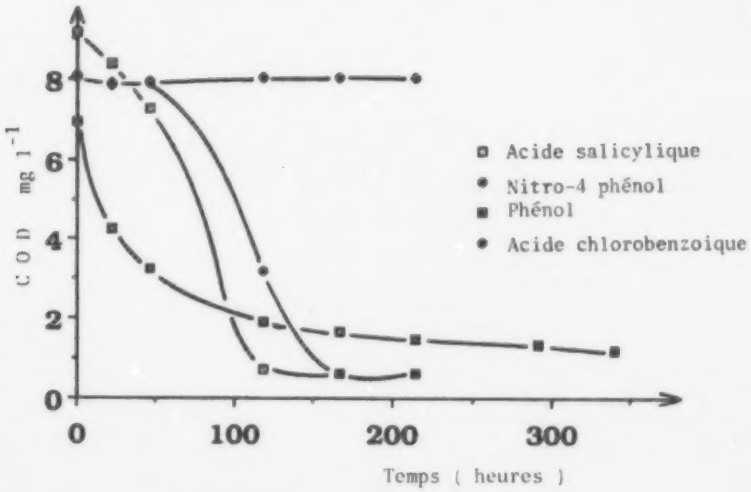
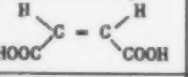
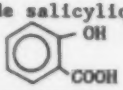
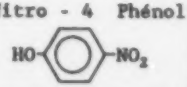
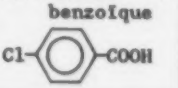


FIGURE 3 INCUBATION DE COMPOSÉS AROMATIQUES.

TABLEAU 2 CODB DE MOLÉCULES MODÈLES - COMPARAISON AVEC LA BIODÉGRADABILITÉ

	COD initial mg l^{-1}C	CODB mg l^{-1}	% CODB / COD	% COD biodégradé en 100 hrs	Aptitude à la biodégradation
Acide oxalique HOOC - COOH	3,3	2,9	87,9	75,8	très bonne
Acétate de sodium CH_3 - $COON_a$	5,1	4,7	92,2	86,3	
Acide maléique 	8,4	8,0	95,3	79,8	bonne
Acide salicylique 	9,1	8,4	92,3	81,3	
Phénol	7,0	5,7	81,4	69,6	moyenne
Nitro - 4 Phénol 	8,1	7,4	91,4	39,5	
Acide chloro - 4 benzoïque 	8,1	0	0	0	nulle

Essais sur des substances humiques aquatiques

La charge organique naturelle des eaux de surface à potabiliser est constituée en majorité par des macromolécules. Parmi celles-ci, les substances humiques représentent en moyenne 40 à 60% du carbone organique dissous. Afin d'obtenir des informations sur les molécules responsables du CODB des eaux de surface, nous avons suivi l'évolution du COD de solutions de substances humiques extraites d'eaux naturelles, à savoir:

- un acide fulvique extrait d'une eau de mare d'une réserve naturelle (le PINAIL), noté AFP
- des substances humiques extraites de l'eau d'un barrage (MOULIN PAPON), l'acide fulvique (AFMP) ainsi qu'un mélange constitué par 70% d'acide fulvique et 30% d'acide humique et noté AHF

Les solutions étudiées contiennent 15 mg l^{-1} de substances humiques dans une eau reconstituée présentant une minéralisation de 2,5 mé l^{-1} et un pH de 6,2.

L'évolution du carbone organique dissous au cours de l'incubation à 20°C en présence de bactéries fixées sur sable est illustrée par la figure 4 et l'absorbance U.V. à 254 nm mesurée parallèlement au cours du temps est présentée sur la figure 5.

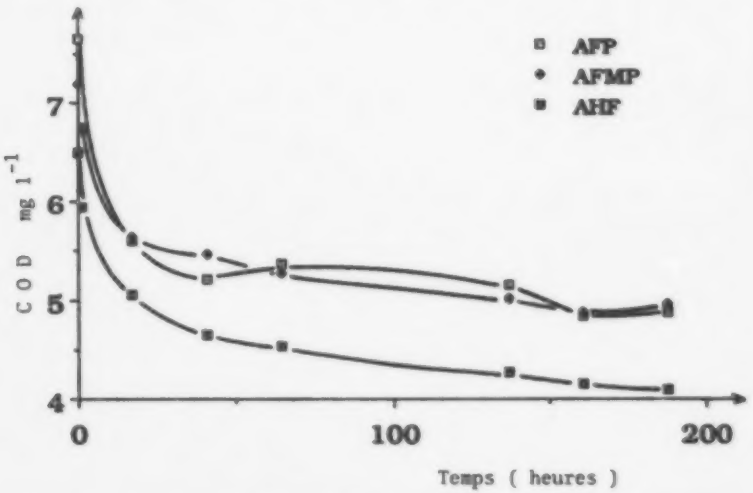


FIGURE 4 ÉVOLUTION DU CODB DE SOLUTIONS DE SUBSTANCES HUMIQUES.

L'examen de ces résultats montre que le carbone organique dissous éliminé pendant une incubation de 5 jours représente 30 à 35% du COD initial. En outre, on observe une bonne corrélation avec l'abattement de l'absorbance en U.V. à 254 nm (cf. fig. 4), ce qui confirme la diminution des sites aromatiques dans le milieu.

Avec une recirculation de l'échantillon sur l'inoculum - sable, Mogren et coll. (1990) obtiennent une valeur du CODB de l'ordre de 65% pour des substances humiques aquatiques.

L'ensemble de ces résultats paraît élevé si l'on se réfère au fait que les substances humiques possèdent une biodégradabilité très faible. Pour expliquer ce phénomène, nous pouvons émettre 2 hypothèses:

- le sable joue un rôle d'adsorbant provoquant un abattement du COD et de l'U.V. par piégeage des molécules au sein du film biologique
- la densité bactérienne sur le film biologique catalyse l'hydrolyse des molécules adsorbées et augmente la vitesse de la biodégradation.

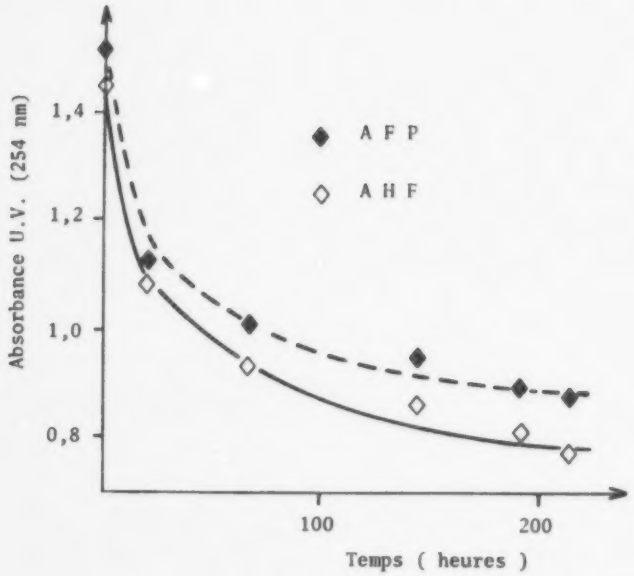


FIGURE 5 ÉVOLUTION DE L'ABSORBANCE U.V. DE SOLUTIONS DE SUBSTANCES HUMIQUES.

Incidence des procédés de traitement sur l'évolution du CODB

Cette phase de notre étude a été conduite sur une eau reconstituée à partir de substances humiques extraites d'une eau de barrage (MOULIN - PAPON). Cette eau présente la teneur en carbone de l'eau du barrage, soit 7 mg l^{-1}, la même salinité et le même pH (6,3).

Les différents procédés de traitement ont été appliqués en laboratoire dans des conditions proches de celles généralement employées dans les stations d'eaux potables, à savoir:

- coagulation-floculation au chlorure ferrique à un taux de 2 mg de fer par mg de carbone
- ozonation à un taux de 1 mg O_3/mg C

La filtration a été effectuée sur du sable préalablement stérilisé pour éviter toute biodégradation.

Les résultats obtenus rapportés dans le tableau 3 induisent un certain nombre de remarques quant à l'incidence du procédé sur l'évolution du CODB.

TABLEAU 3 ÉVOLUTION DU CODB AU COURS DU TRAITEMENT EN LABORATOIRE D'UNE EAU RECONSTITUÉE

	COD mg $l^{-1}C$	CODB mg $l^{-1}C$	% CODB / COD
Eau brute	7,00	3,00	42,8
Eau décantée	2,21	0,72	32,6
Eau filtrée	2,12	0,58	27,3
Eau ozonée	2,24	0,72	32,1

La coagulation-floculation élimine une fraction importante du COBD mais atteint également une proportion notable du carbone réfractaire. Ceci est en accord avec les résultats de la bibliographie (Lefebvre 1990) qui montrent que ce procédé permet efficacement l'élimination des molécules de masses molaires élevées (telles que les acides humiques et fulviques), les fractions de hautes masses molaires étant mieux éliminées que celles de faibles masses molaires.

La filtration continue l'effet de la coagulation en piégeant plus de molécules biodégradables que de molécules réfractaires.

Quant à l'ozonation, elle induit une augmentation significative du CODB. Ces résultats, déjà mis en évidence sur une eau naturelle (cf. tableau 4) sont également rapportés par de nombreux auteurs (Van Der Kooij 1987 et 1989, Janssens 1984). Aussi, Van Der Kooij (1989), a montré par le suivi de la croissance de la souche P 17 de Pseudomonas Fuorescens que la concentration en carbone organique assimilable augmente linéairement avec le taux d'ozone appliqué pour des dosages inférieurs à 1 mg d'ozone par mg de carbone.

Cette augmentation du caractère biodégradable de l'eau s'explique par la formation par ozonation d'acides carboxyliques et d'aldéhydes plus biodégradables que les produits initiaux. Ainsi, dans le cas des substances humiques, Croué (1987) a montré que l'ozonation conduit à une diminution du caractère aromatique et à une augmentation de l'acidité carboxylique du milieu. Cet effet positif de l'ozonation est d'ailleurs mis à profit dans les usines d'eaux potables par le couplage de l'ozonation et de l'adsorption sur filtres de charbons actifs biologiques.

TABLEAU 4 INCIDENCE DE L'OZONATION SUR LE CODB (EAU DE CHATELLERAULT)

	COD mg $l^{-1}C$	CODB mg $l^{-1}C$	% CODB / COD
Eau décantée	3,72	1,52	40,9
Eau ozonée	3,51	1,62	46,1

CONCLUSION

Les méthodes utilisées, malgré leur relative imprécision paraissent bien adaptées à rendre compte de la fraction rapidement assimilable d'une eau, brute ou en cours de traitement, ce qui devrait permettre l'optimisation des traitements afin de conduire à une eau présentant un CODB très faible et ne nécessitant de ce fait qu'un faible taux de postchloration.

Ainsi sur des molécules modèles nous avons ainsi pu montrer que des composés tels que les acides maléique, oxalique et acétique qui sont des molécules souvent identifiées lors de l'ozonation de molécules aromatiques, présentent une biodégradation généralement plus rapide que les structures arcmatiques. En outre, les essais sur substances humiques ont montré une bioélimination notable qui ne résulte vraisemblablement pas seulement d'une biodégradation de ces macromolécules.

Cependant, des études récentes ont montré que, outre les substances humiques, des structures telles que des acides aminés et des protéines, présentes dans les eaux à de très faibles concentrations, pourraient être responsables de 30 à 35% de la demande en chlore des eaux traitées.

Dans l'état actuel des connaissances, il n'est pas possible de corréler les structures consommatrices de chlore des eaux traitées et leur CODB, ce qui permettrait d'optimiser le traitement. De plus, il ne faut pas oublier que le potentiel de formation de composés organohalogénés (THM et TOX) est fonction de la demande en chlore; or, pour l'instant il n'est pas possible de dire parmi les molécules réfractaires à la biodégradation et les molécules biodégradables, lesquelles présentent le plus fort potentiel de formation d'organohalogénés, et des études complémentaires seront nécessaires pour préciser ces différents aspects.

BIBLIOGRAPHIE

AFNOR - Norme NFT 90-312 - Évaluation en milieu aqueux de la biodégradabilité "ultime" des produits organiques solubles - Recueil de normes (Novembre 1985).

CROUÉ J. Ph. - Thèse de Doctorat de l'Université de POITIERS, No 89 (1987) Contribution à l'étude de l'ozonation par le chlore et l'ozone d'acides fulviques naturels extraits d'eaux de surface.

DE LAAT J. - Thèse d'État de l'Université de POITIERS, No 485 (1988) Contribution à l'étude du mode d'élimination de molécules modèles sur charbons actifs en grains.

JANSSENS J.G., MEHEUS J. and DIRICKX J. (1984) - Ozone enhanced biological activated carbon filtration and its effect on organic matter removal. Water Sci. Tech. 17, 1055-1068.

JORET J.C. and LEVI Y. (1988) - Rapid method estimating bioeliminable organic carbon in water. A.W.W.A. Annual Conference - ORLANDO.

LEFEBVRE E. - Thèse de Doctorat de l'Université de POITIERS, No 324 (1990) Coagulation des substances humiques aquatiques par le fer ferrique en milieu aqueux.

MORGEN E., SCARPINO P.V. and SUMMERS R.S. (1990) - Measurement of biodegradable dissolved organic carbon in drinking water. A.W.W.A. Nat. Conf., CINCINNATI, June 18-21.

SERVAIS P., BILLEN G. (1985) - Rate of bacterial mortality in aquatic environment. Appl. Environ. Microbiol. 49, 1448-1455.

SERVAIS P., BILLEN G. and HASCOET M.C. (1987) - Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in coasters. Wat. Res. 21, 445-450.

SERVAIS P., ANZIL A. and VENTRESQUE C. (1989) - Simple method for determination of biodegradable dissolved organic carbon in water. Appl. and Environ. Microbiol. 55, 2732-2734.

THURMAN E.M. and MALCOLM R.L. (1981) - Preparative isolation of aquatic humic substances. Environ. Sci. Technol. 15, 463-466.

VAN DER KOOIJ D. (1978) - Determindation of the aftergrowth possibilities of bacteria in drinking water. Seminar on Development of Methods for Determining Water Quality. RIJSWIJK (PAYS-BAS) - Nov. 78.

VAN DER KOOIJ D., VISSER A. and HIJNEN W.A.M. (1982) - Determining the concentration of easily assimilable organic carbon in drinking water. J.A.W.W.A. 74, 540-545.

VAN DER KOOIJ D., HIJNEN W.A.M. and KRUITHOF J.C. (1989) - The effects of ozonation, biological filtration and distribution on the concentration of easily assimilable organic carbon (AOC) in drinking water. Ozone Science and Engineering 11, 297-311.

IMPORTANCE DU CONTROLE DU CARBONE ORGANIQUE DISSOUS BIOELIMINABLE (CODB) DANS LA STRATEGIE DE MAINTIEN DE LA QUALITE DE L'EAU POTABLE EN COURS DE DISTRIBUTION.

Y. LEVI

Compagnie Générale des Eaux, 63 rue d'Anjou, 75008 PARIS, FRANCE

RESUME

La protection des réseaux de distribution d'eau potable contre les croissances bactériennes ou les contaminations, a nécessité jusqu'à présent l'emploi de désinfectants à effet rémanent injectés en fin de traitement. Les sous-produits de chloration sont responsables de saveurs désagréables mais aussi de l'augmentation du potentiel mutagène des eaux traitées surtout en présence de précurseurs organiques dissous. Le carbone organique dissous bioéliminable (CODB) est l'élément favorisant l'apparition d'une chaîne alimentaire pouvant conduire à l'apparition d'animalcules. Le chlore et ses dérivés, actifs sur les bactéries libres, sont incapables de détruire les biofilms bactériens dans les canalisations aux doses usuellement employées en Europe. La seule solution d'avenir pour éviter les croissances biologiques et les désagréments de la chloration, consiste à limiter le taux de CODB résiduel afin de créer une rupture de la chaîne trophique sans avoir à utiliser d'adjuvant chimique, mais aussi d'assurer une meilleure stabilité du chlore en cas d'urgence. Un abattement optimum du CODB doit donc être accompli en usine à l'aide de traitements combinant ozonation et réacteurs biologiques.

SUMMARY

The protection of drinking-water distribution networks from the development of biological contamination has been dealt with till now by injecting disinfectants with remanent effects, at the final stage of the treatment train. However, the by-products of chlorination not only cause unpalatable flavours but also increase the mutagenic potential of the treated water, especially in the presence of dissolved organic precursors. Bio-eliminable dissolved organic carbon (BDOC) is the element that fosters the appearance of a nutrient chain that may give rise to the existence of animalcules. Chlorine and its by-products, although active on free bacteria, are incapable of destroying the bacterial slime found in water mains, at the dose rates normally accepted in Europe. The only solution in the future is to limit the residual BDOC content so as to break the nutrient chain without having to use a chemical additive. Optimum abatement must therefore be achieved on the treatment plant through the combined use of ozonation and biological reactors. In such conditions the reduced dissolved organic content enables the trophogenic chain present in the network to be broken, hence improves chlorine stability,

MOTS-CLES

CODB- biofilm- carbone organique- eau- réseaux - FRANCE

INTRODUCTION

Tous les producteurs d'eau potable savent combien sont étroitement associés leur usine de production et le réseau de distribution. Cet ensemble évolue et vit au rythme des saisons et des variations de qualité des eaux brutes utilisées pour la production. La tâche est donc délicate d'arriver à produire et distribuer, en continu, une eau de qualité conforme aux normes en vigueur avec une matière première soumise à des pollutions chroniques ou accidentelles et un réseau très étendu et ouvert.

Il est maintenant clairement établi que le réseau peut apporter spécifiquement des modifications de la qualité de l'eau pendant la distribution. On peut voir apparaître des saveurs de chlore ou de moisi (LEVI et JESTIN 1988, WAJON et Coll.1988), des colorations, des numérations bactériennes élevées, des animalcules (LEVY 1990) ou des corrosions accentuées.

La présence de ces phénomènes s'explique parfois par des contaminations chimiques dont on peut mesurer l'évolution à l'aide d'analyses physico-chimiques précises et dont l'influence, souvent limitée dans le temps ou dans l'espace, cesse après la découverte des causes. Mais la grande majorité des problèmes rencontrés en réseau est issue de la présence d'un écosystème biologique dont l'impact très diffus est complexe, difficile à limiter et qui exige la prise en compte de toute la chaîne de traitement depuis la prise d'eau.

Il peut paraître surprenant de parler d'une chaîne trophique dans des réseaux d'eau potable que l'on imagine généralement exempts de la moindre présence vivante. Ceci vient, sans doute, du fait de l'utilisation abusive du terme de stérilisation de l'eau faisant alors penser à la production et la distribution d'une eau totalement dépourvue de bactéries. Or la stérilisation telle qu'elle est définie ne peut en aucun cas s'appliquer à des réseaux de distribution publics qui sont des systèmes ouverts par excellence et donc impossible à garder à l'abri de contaminations bactériennes. On observe donc logiquement et de manière universelle, dans les eaux ayant une capacité favorable, l'apparition de biofilms bactériens ayant une influence sur la qualité de l'eau.

DESCRIPTION DE LA CHAINE ALIMENTAIRE

Chaque réseau possède sa spécificité, mais il est possible de généraliser les phénomènes principaux qui entrent en jeu .

On peut , bien que sa structure soit surement plus complexe, schématiser la chaîne alimentaire qui se développe au sein du réseau de la façon suivante (*Figure 1*) :

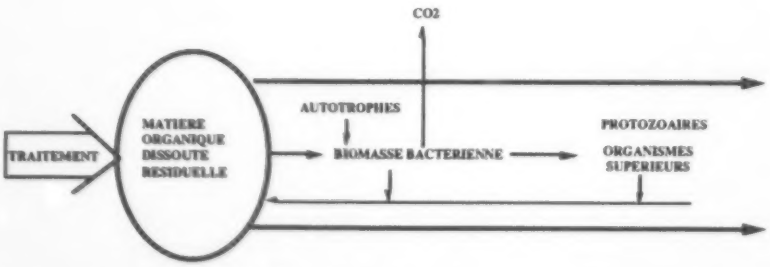


Figure 1 : Description schématique de la chaîne alimentaire dans les canalisations

En quasi absence de lumière, la source principale d'éléments nutritifs primaires est constituée par la matière dissoute encore présente à la sortie de l'usine de traitement. Il existe certainement un apport endogène lié au développement de bactéries autotrophes et d'algues au sein de réservoirs éclairés, mais il est très difficile d'évaluer le poids de leur participation à la production primaire.

Différents éléments organiques ou inorganiques dissous servent alors à la production hétérotrophe de bactéries qui vont constituer une biomasse soit en circulation dans l'eau soit fixée sur les parois des canalisations sous la forme de biofilms bactériens hétérogènes (CHARAKLIS et MARSHALL 1990). Le second stade correspond aux animaux unicellulaires prédateurs de bactéries par broutage tels que les protozoaires. La chaîne conduit ensuite aux pluricellulaires qui se nourrissent aussi bien des unicellulaires que des déchets ou directement des bactéries. On trouve ainsi, entre autre, des crustacés *(Asellus, Gammarus)*, des oligochètes *(Naïdidae)*, des mollusques *(Limnaea)* .

L'impact sanitaire de la présence de ces organismes évolués est indirect et correspond sans doute au transport potentiel de germes pathogènes et à l'augmentation, dans les zones à faible débit, de débris et de déchets.

Pour leur part, les biofilms bactériens peuvent protéger de l'action désinfectante du chlore, des germes pathogènes introduits par accident dans le réseau (LeCHEVALLIER et coll 1990a).

Propreté, sécurité et fiabilité sont les éléments qui justifient la mise en place de moyens de lutte contre ces développements biologiques selon deux modes d'action qui peuvent éventuellement se combiner :

- L'ajout de composés inhibiteurs chimiques (chlore et dérivés, pyrethrines)
- La réduction de la matière organique dissoute biodégradable.

LES INHIBITEURS CHIMIQUES

Pour l'éradication de certains organismes supérieurs tels que les crustacés, l'utilisation de pesticides de la famille des pyrethrines, surtout utilisables en mode curatif, est régie par le paramètre 55 de la norme Européenne fixant la teneur limite inférieure à 0,1µg/l. Son application sur des conduites isolées est soumise en France à des restrictions d'emploi très importantes rendant son utilisation limitée à des cas très particuliers.

Le chlore et ses dérivés constituent les outils les plus répandus pour la désinfection et le maintien de la qualité des réseaux. Leur emploi a permis de faire disparaître les risques épidémiologiques liés à l'eau potable et aucune autre substance n'a pu encore rivaliser en rapport efficacité-coût. Toutefois, leur utilisation n'est pas exempte de désagréments voire inefficace.

Tout d'abord, il est clairement établi que le chlore forme avec la matière organique dissoute des sous-produits plus ou moins identifiés dont on isole la famille des trihalométhanes mais aussi des haloacides, des halocétones ou de la chloropicrine (STEVENS et coll. 1989). Ces quelques sous-produits qui ont pu être identifiés ainsi que d'autres, encore inconnus, voient leurs effets secondaires décelés par des méthodes d'évaluation globales telles que les dégustations (LEVI et JESTIN 1988) ou les tests de mutagénèse sur bactéries ou sur animal vivant (GAUTHIER et coll. 1989). Les différentes formes d'agents chlorés utilisés ou les différents types d'eaux ont des potentiels de génération de sous-produits différents, mais dans bien des cas il est extrêmement difficile de satisfaire aux futures normes sans abaisser les taux de chloration pratiqués ou améliorer sensiblement la réduction des composés organiques précurseurs.

D'autre part, des études auxquelles nous avons participé, sur pilote expérimental de simulation de réseau, montrent que si le chlore est efficace dans l'élimination des bactéries libres dans l'eau, son activité est très limitée sur les biofilms. La *Figure 2*

illustre les résultats de numération de la flore bactérienne fixée totale, obtenus en ajoutant des doses de chlore élevées en extrémité de réseau afin d'obtenir un résiduel décroissant en fonction du temps de séjour.

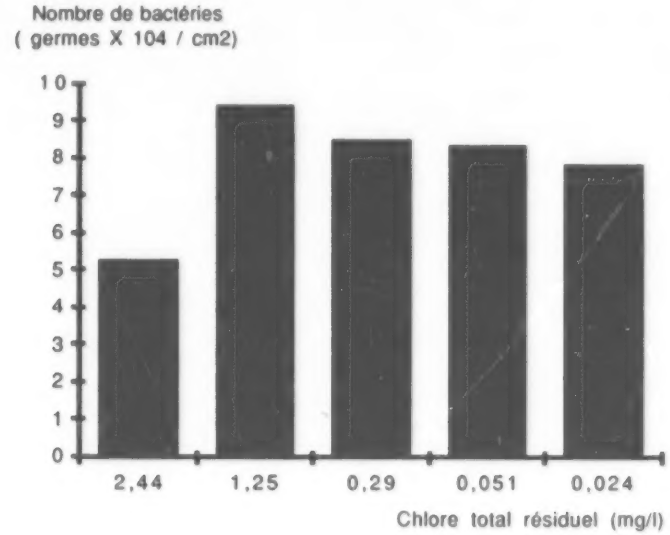


Figure 2 : Numération, en réseau expérimental, de la flore bactérienne totale fixée en fonction du taux de chlore résiduel appliqué.

On constate que même des doses de 2,44 mg/l n'empêchent pas des colonisations pouvant atteindre 5 10^4 germes par cm^2. LeCHEVALLIER et coll. (1990 b) montrent que 4mg/l de chlore s'avèrent faiblement efficaces sur la désinfection des conduites en acier. De telles doses conduisent inévitablement à des désagréments.

Dans tous les cas, le chlore libre étant consommé par la matière organique dissoute et par le biofilm, on ne peut prétendre assurer dans tout le réseau la permanence d'un taux de désinfectant suffisamment efficace sauf avec des eaux très pures. Les réseaux maillés indispensables pour la sécurité en approvisionnement conduisent inévitablement à des temps de séjour très longs.

Par conséquent la lutte totale contre les biofilms exigerait l'utilisation de doses de chlore qui sont sans commune mesure avec ce qui peut être accepté par les consommateurs, notamment sur le plan gustatif.

A moins de vouloir entamer une escalade des doses de chlore à appliquer, la solution pour limiter la croissance biologique passe inévitablement par une réduction significative des teneurs en matière organique dans l'eau à distribuer.

REDUCTION DE LA MATIERE ORGANIQUE

La réduction de la concentration en éléments organiques carbonés est un moyen de limiter ou d'empêcher les croissances de biofilms. Le carbone organique qui constitue la base nutritive indispensable aux développements hétérotrophes représente donc l'objectif à éliminer.

Les eaux traitées contiennent environ de 0,2 à 5 mg/l de carbone organique dissous (COD) dont personne n'a pu encore à ce jour en décrire toutes les composantes chimiques détaillées. Ces molécules comprennent des micropolluants industriels ou agricoles, des substances naturelles indéfinies telles qu'acides humiques ou fulviques ou des déchets et métabolites qui sont les reflets de la vie animale ou végétale. L'indicateur global qu'est le COD se décompose en deux formes : Le Carbone Organique Dissous Bioéliminable (CODB) et le Carbone Organique Dissous Réfractaire (CODR). Cette classification est basée sur le reflet de la biodégradabilité de ces substances par une biomasse bactérienne mixte telle que celle que l'on rencontre dans les eaux naturelles, dans les réacteurs biologiques des usines de potabilisation ou dans les réseaux de distribution.

Sur la base des travaux de SERVAIS et coll. (1987), une méthode originale et rapide de dosage des différentes formes du COD a été mise au point au sein de notre Centre de Recherche (JORET et LEVI 1986, JORET et coll. 1989). L'échantillon à analyser est placé en présence de sable d'un filtre d'usine de traitement sur lequel se trouve fixée naturellement une importante biomasse bactérienne. La biodégradation est suivie, au cours du temps, par la mesure de la décroissance du COD jusqu'à l'obtention d'un seuil résiduel correspondant au CODR (*Figure 3*). On calcule alors le CODB comme la différence entre le COD initial de l'échantillon et le CODR obtenu après quelques jours. Cette méthode simple, rapide et reproductible à fait l'objet d'une évaluation au sein d'un groupe de travail international. Les conclusions de ces travaux, en cours de rédaction, indiquent que la différence inter-laboratoire liée sans doute au réglage des analyseurs de COD est plus importante que l'origine de l'inoculum. Ainsi chaque laboratoire peut utiliser, sous réserve de quelques précautions de manipulation, un sable de n'importe quelle origine.

Cette nouvelle méthode de mesure a aidé au développement de plusieurs programmes de recherche destinés à observer, comprendre et agir sur les teneurs en CODB.

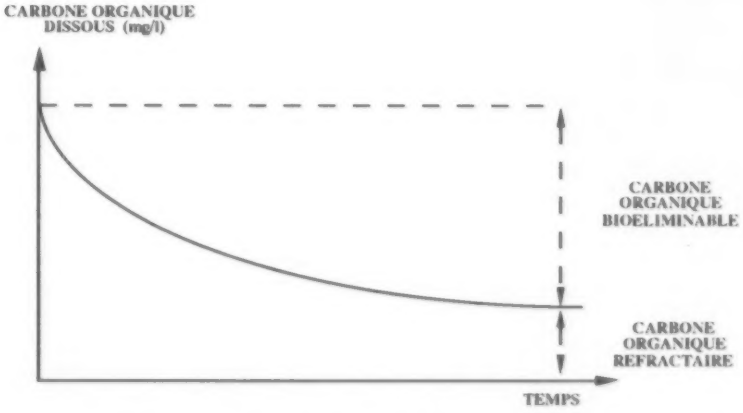


Figure 3 : Méthode de détermination du CODB par biodégradation sur sable.

ETUDE PILOTE DE L'IMPORTANCE DU CODB SUR LA CROISSANCE BACTERIENNE

Afin d'étudier les relations entre les nutrients présents dans l'eau, les croissances bactériennes et le rôle inhibiteur du chlore, nous avons participé à une étude pilote

menée sur un réseau expérimental. Ce programme a été co-financé par Le groupe Générale des Eaux, le Centre international de l'eau de Nancy, le District urbain de la ville de Nancy, Pont à Mousson S.A., le Syndicat des Eaux d'Ile de France et l'Agence Financière de Bassin Seine-Normandie. La réalisation scientifique a été confiée au Groupement d'intérêt public STELOR. Le pilote décrit, dans un article précédent (COLIN et coll. 1987), est réalisé en conduites de fonte revêtues ciment de diamètre 100 mm. Il permet de fixer les paramètres vitesse et temps de séjour et possède un système original d'introduction de pastilles de matériaux sur lesquelles sont effectuées les analyses de biomasse. Parmi les principales conclusions issues de cette étude nous avons pu démontrer que :

- La fraction biodégradable du carbone organique dissous était utilisée durant les premières dizaines d'heures de distribution pour produire une biomasse bactérienne fixée. La *Figure 4* montre le devenir des différentes formes du carbone au cours de la distribution. On observe une quasi élimination du CODB dans les premières heures de contact et une stabilité du CODR.

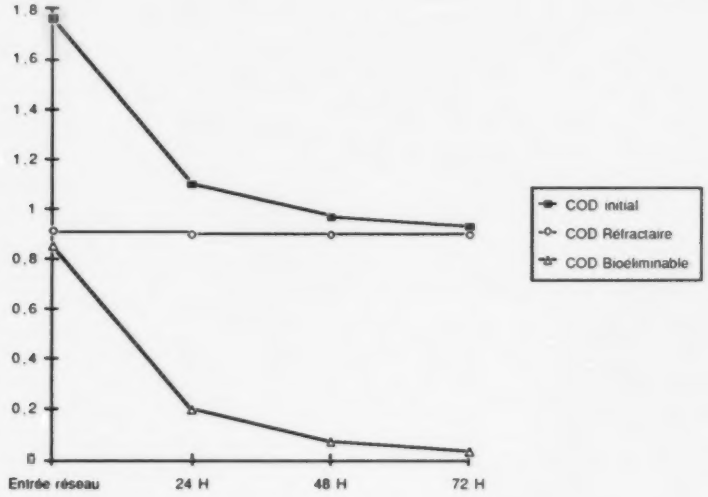


Figure 4 : Evolution des différentes formes du carbon organique dissous en fonction du temps de séjour dans un réseau expérimental

- L'augmentation du taux de bactéries circulantes ne peut provenir que d'une croissance au sein du biofilm sur les parois. Les temps de doublement réalisés en laboratoire ne permettent pas d'expliquer ce développement bactérien dans l'eau. La qualité bactériologique générale de l'eau est donc un reflet du taux de développement et d'activité du biofilm.

ETUDE SUR RESEAU REEL

Des observations faites sur le réseau du Syndicat des Eaux d'Ile de France montrent une décroissance du CODB lorsque l'on s'éloigne des canalisations de gros diamètre vers les petits réseaux de diamètre 100mm (*Figure 5*). Il y a donc consommation de la forme CODB. C'est aussi dans ces même petits réseaux que l'on observe la disparition du chlore et l'augmentation du nombre de bactéries circulantes.

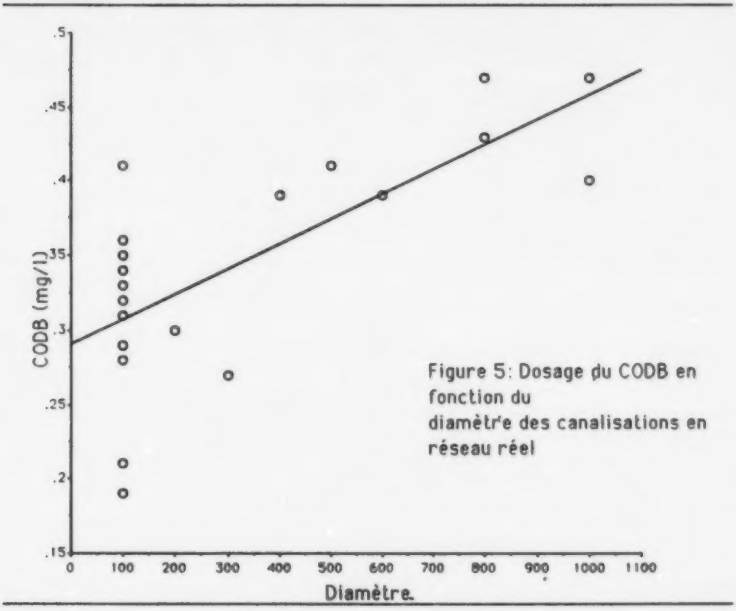


Figure 5: Dosage du CODB en fonction du diamètre des canalisations en réseau réel

CONCLUSION : LES SOLUTIONS D'AVENIR

Indiscutablement, la production d'une eau à faible teneur en matières organiques et plus particulièrement à très faible teneur en CODB représente la solution d'avenir permettant de maîtriser un réseau de distribution de bonne qualité sans avoir à utiliser des doses de désinfectant élevées.

Depuis de nombreuses années, le groupe Générale des Eaux a développé puis mis en œuvre des traitements biologiques faisant largement appel à la biodégradation dans des contacteurs à sable ou charbon actif en grains. La mise au point du dosage du CODB rendu applicable en routine pour le suivi de la qualité des eaux produites apporte un outil indispensable pour l'examen des filières et des nouveaux traitements. Les *Figures 6 et 7* illustrent l'évolution du CODB obtenu dans les filières biologiques du Syndicat des Eaux d'Ile de France.

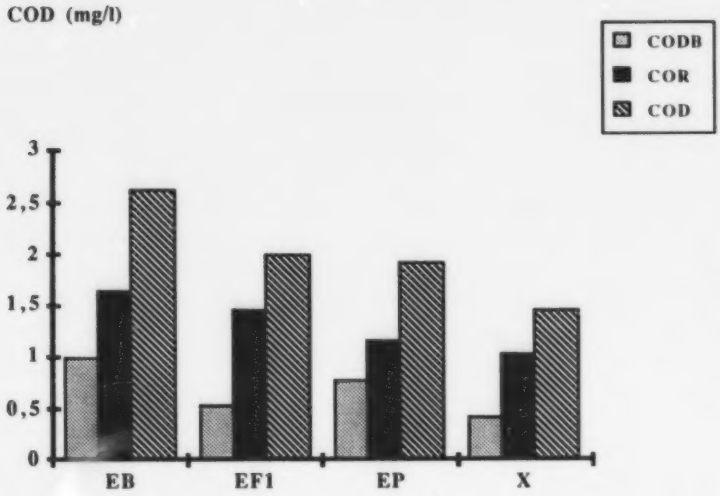


Figure 6 : Valeur du COD à chaque étape de traitement à l'usine de Neuilly-sur-Marne (Moyenne sur l'année 1989)
EB = Eau Brute ; EF1 = Eau Filtrée sable ;
EP = Eau Produite ; X = Usine Complète

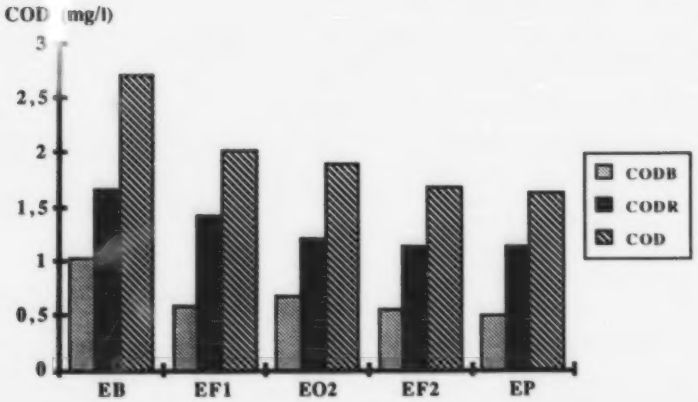


Figure 7 : Valeur du COD à chaque étape de traitement à l'usine de Choisy-le-Roi (Moyenne sur l'année 1989)
EB : Eau Brute ; EF1 = Eau Filtrée sable ; EO2 = Eau Ozonée ;
EF2 = Eau Filtrée CAG ; EP = Eau Produite

Ces valeurs qui sont moyennées sur une année montrent le rôle essentiel de l'ozonation dans l'augmentation de la proportion de CODB qui subit ensuite une élimination importante dans les contacteurs biologiques. L'efficacité des traitements permet d'une part d'obtenir de faibles teneurs en CODB en fin de traitement mais aussi de produire une eau très peu consommatrice de chlore. L'alimentation du réseau se fait alors avec de faibles doses de chlore d'environ 0,3 mg/l sans observer de dérive particulière des paramètres bactériologiques. Le pas est alors presque franchi vers la production d'une eau sans chlore.

Nos observations sur les réseaux expérimentaux et réels montrent qu'il existe une valeur approximative de 0,2-0,3 mg/l en CODB en dessous de laquelle il est pensable de limiter naturellement la croissance bactérienne. Nous menons actuellement un nouveau programme d'étude sur réseaux réels permettant de mesurer, in situ, les croissances bactériennes dans les canalisations et sans doute de confirmer la valeur guide qui devient l'objectif à atteindre en filtration rapide.

La filière type devant répondre à ces critères devra alterner des étapes d'ozonation catalytique et de réacteurs biologiques optimisés. Ces recherches sont en partie effectuées en collaboration avec nos partenaires de Nancy avec une participation importante de l'Agence Américaine pour la Protection de l'Environnement (USEPA) (LEVI 1990).

"L'eau sans chlore" n'est pas une utopie puisque certaines grandes villes l'appliquent depuis de nombreuses années ou ont récemment stoppé leur chloration (SCHELLART 1987). La course croissante à la surchloration est contraire à l'assurance d'une eau de qualité. Les outils nouveaux dont nous disposons permettent de fixer cet objectif pour un avenir proche.

BIBLIOGRAPHIE :

BILLEN G., SERVAIS P., LAURENT P. et ANZIL A. (1990) Etude de la reviviscence bactérienne dans le réseau de distribution de la Banlieue Parisienne. Rapport Interne Générale des Eaux

CHARAKLIS W.G. et MARSHALL K.C. (1990) BIOFILMS John Wiley ed.

COLIN et Coll. (1987) Etude de l'évolution de la qualité de l'eau potable dans les réseaux de distribution : une approche et des moyens nouveaux. Tech. Sci. Muni., 12, pp 565-574

DUTANG M., DAMEZ F. et LEVI Y. (1990) Prevention et traitements des reviviscences bactériennes en reseau. Actes 1ere Journée de Choisy. CGE ed

FASS S. et BLOCK J.C. (1990) Fate of Escherichia coli introduced in a drinking water distribution system. Soumis à publication.

GAUTHIER L., LEVI Y. et JAYLET A. (1989) Evaluation of the clastogenicity of water treated with sodium hypochlorite or monochloramine using a micronucleus test in newt larvae (Pleurodeles waltl). Mutagenesis, 4, pp 170-173

HAUDIDIER K. et coll. (1988) Biofilm growth in drinking water network : a preliminary industrial pilot plant experiment. in Proc. Wat. Sci. Technol., 20, pp 109-115

JORET J. C. et LEVI Y. (1986) Méthode rapide d'évaluation du carbone organique éliminable des eaux par voie biologique. Trib. Cebedeau, 39, 510, pp 3-9

JORET J.C., LEVI Y. et GIBERT M. (1989) The measurement of bioeliminable dissolved organic carbon (BDOC): a tool in water treatment. Wat. Suppl., 7, pp 41-45

LeCHEVALLIER M.W., OLSON B. et McFETERS G.A. (1990 a) Assessing and controlling bacterial regrowth in distribution systems. AWWARF ed. Denver

LeCHEVALLIER M.W., LOWRY C.D. et LEE R.G. (1990 b) Disinfecting biofilms in a model distribution system. J.A.W.W.A., 7, pp 87-99

LEVI Y. et JESTIN J.M., (1988) Offensive tastes and odors occuring after chlorine addition in water treatment processes. Wat. Sci. Technol., 20, 8/9, pp 269-274

LEVI Y. (1990) Nancy, site of US-FRANCE cooperative study of ozone vs. chlorine disinfection. Proc. AWWA Ann. Cong. Cincinnati. sous presse

LEVY R.V. (1990) Invertebrates and associated bacteria in drinking water distribution lines. In Drinking water microbiology . McFETERS ed. Springler-Verlag,pp 224-248

RECKHOW D.A. et SINGER P. (1990) Chlorination by-products in drinking waters: From formation potentials to finished water concentrations.J.A.W.W.A., 4, pp 173-180

SCHELLART J.A. (1987) Amsterdam drinking water quality before and after stopping safety chlorination. IWES:summer conf. pp 3/1-3/13

SERVAIS P., BILLEN G. et HASCOET M.C. (1987) Determination of the biodegradable fraction of dissolved organic matter in waters. Wat. Res., 21, pp 445-450

SERVAIS P., BILLEN G., VENTRESQUE C. et BENEZET M. (1990) Bacterial regrowth in distribution systems: Investigation in the eastern parisian suburbs network. Soumis à Water Research.

STEVENS A.A., MOORE L.A. et MILTNER R.J. (1989) Formation and control of non-trihalomethane disinfection by-products. J.A.W.W.A., 8, pp 54-60

WAJON J.E., NEIL J., KAGI R.I. et ALEXANDER R. (1988) The occurence and control of swampy odour in the water supply of perth, western australia. Final report, Curtin Univ. of Tech. Bentley, Western Australia Ref: p87037:219:I

RÉDUCTION DE LA DEMANDE EN CHLORE DANS UNE FILIÈRE DE TRAITEMENT BIOLOGIQUE EN EAUX FROIDES
CHLORINE DEMAND REMOVAL BY BIOLOGICAL TREATMENT IN COLD WATER

par
M. Prévost*, R. Desjardins, D. Duchesne et C. Poirier
***Gendron Lefebvre, R & D Environnement**
2 Place Laval, Laval, Québec, Canada, H7N 5N6

ABSTRACT

A major strategy to reduce or prevent the formation of undesirable by-products is to reduce chlorine demand before the application of chlorine. The major objective of this study was to evaluate the performance of different water treatment processes at full scale, specifically the combination of ozonation and biological activated carbon (BAC) filtration, for the removal of chlorine demand over a range natural organic matrix and water temperature (1°-23°C). Both long term and short term chlorine demand were measured using a 2:1/Cl_2:TOC ratio and pH 7,0 phosphate buffer at 20°C in darkness. Results show that chlorine demand increases over a period of 200 hours and that long term chlorine can be modeled using a second order relation. Chlorine demand can be reduced by 55% for short term (4h) and by 61% long term (168h) by coagulation, floculation and sedimentation. The net effect of ozonation is variable depending on the prevalent oxidation conditions and on the organic matrix. In warm temperatures (>11°C) ozonation slightly increases short term and long term chlorine demand. In cold water (1°C) ozonation decreases significantly long term and short term chlorine demand. Biological activated carbon filtration will always reduce short term (25-60%) and long term chlorine demand (15-43%). Maximum removal of chlorine demand will require EBCT of about 20 minutes in BAC filters. Removal of chlorine demand could not be correlated with the removal of AOC. Some removal of refractory carbon was observed in the saturated BAC filters (0-80% of DOC removed) especially after backwashing. This removal accounts for some of the chlorine demand reduction. The results show that, if sufficient contact time is provided in BAC filters, biological filtration is an efficient process to reduce short term and long term chlorine demand.

INTRODUCTION

Depuis le début du siècle, le chlore est le principal oxydant utilisé dans le traitement des eaux potables. Il a été démontré à plusieurs reprises que la chloration d'eau chargée de matière organique produit des substances organo-halogénées. Parmi ces sous-produits, la présence de trihalométhanes (THM) et le chloro -3- (dichloromethyl) - 4 hydroxy - 5 (5H) -furanone ou (MX), substances réputées mutagènes et cancérigènes, remet en question l'utilisation universelle du chlore comme désinfectant (1, 2, 3).

Deux stratégies différentes ont été utilisées pour réduire la formation de sous-produits chlorés:

1) Utiliser des produits de remplacement

Cette stratégie, surtout utilisée en Amérique du Nord, favorise l'utilisation du bioxyde de chlore (ClO_2) ou de l'ozone (O_3) en pré-oxydation, de l'ozone en oxydation, du bioxyde de chlore (ClO_2) ou des chloramines (NH_2Cl) en désinfection finale. L'utilisation du bioxyde de chlore entraîne la formation de

chlorites (ClO_2) et de chlorates (ClO_3), produits dont le caractère toxique encore mal défini incite à la prudence. De plus, l'utilisation du bioxyde de chlore avant l'étape d'oxydation entraîne aussi une demande supplémentaire en ozone (4). En étape d'oxydation, l'ozonation entraîne aussi la formation de sous-produits tels les aldéhydes et époxydes, mais surtout favorise la transformation d'une partie du carbone organique réfractaire (COR) en carbone organique assimilable (COA). Le COA favorise la croissance des microorganismes oligotrophes dans les réseaux de distribution et réagit avec le chlore (10). Plus récemment, on s'intéresse à l'utilisation des chloramines en post-désinfection, non sans faire face à des problèmes de goûts et odeurs. De plus, dans certains cas, des épisodes de nitrification dans les réservoirs et de dénitrification dans le réseau peuvent se produire. Enfin, la toxicité des chloramines d'abord considérée comme faible est en voie d'être réévaluée.

2) *Optimiser le traitement de l'eau avant d'ajouter du chlore*

Cette stratégie, surtout utilisée en Europe, consiste à optimiser le traitement de l'eau avant l'application de désinfectant final, généralement le chlore. L'abaissement de la demande en chlore qui en résulte limite la quantité de sous-produits organo-chlorés générés, tel que les THM (5, 6).

Dans le but de vérifier la validité de cette dernière stratégie en eaux froides, nous avons étudié les variations de la demande en chlore et du carbone organique assimilable (COA) à différentes étapes de la chaîne de traitement biologique de l'usine Ste-Rose (Ville de Laval, Québec, Canada).

ÉTAT DES CONNAISSANCES

La demande en chlore est définie comme étant la différence entre la quantité du chlore ajoutée à l'eau et la quantité du chlore mesurée après une certaine période de contact (7). C'est la quantité de chlore qui a réagi avec les différentes substances présentes dans l'eau.

Dans une eau synthétique, contenant un seul composé, il est possible de prévoir avec précision la demande en chlore suite à différentes périodes de contact. De Laat et al. (8) ont mesuré les constantes cinétiques de la réaction du chlore avec plusieurs substances pures. Ces auteurs ont aussi mis en évidence la variabilité des réactivités au chlore: certaines substances réagissent rapidement, d'autres lentement ou pas du tout. Ces mesures de cinétique de réaction sont plus difficiles à réaliser et moins reproductibles lorsque des eaux naturelles sont utilisées. En effet, ces eaux contiennent un ensemble variable de substances dissoutes, tel que substances minérales, végétales, organiques, etc. Lorsqu'on ajoute du chlore à ces eaux, un ensemble de réactions compétitives a lieu.

Afin d'identifier les facteurs influençant la cinétique de réaction du chlore dans les eaux naturelles, certaines études ont tenté de relier l'évolution de la demande en chlore à des variables comme le carbone organique total (COT), le carbone organique dissous (COD), ou le carbone organique assimilable (COA) (9).

D'autres essais ont relié la demande en chlore à la distribution granulométique des particules et à la quantité d'ozone appliquée (10). Ces derniers auteurs rapportent que la demande en chlore à court terme (celle exercée en quatre heures), est surtout fonction des petites molécules ayant une masse moléculaire inférieure à 1000 daltons. Ces molécules ne sont pas enlevées de façon efficace par les différentes étapes du traitement traditionnel

ou encore par un traitement biologique. Les molécules ayant une masse moléculaire supérieure à 1000 daltons sont responsables de la demande en chlore à long terme (celle exercée après plus de quatre heures de temps de contact). C'est parmi elles qu'on retrouve la plus grande partie des précurseurs de trihalométhanes. En effet, les acides humiques et fulviques sont constitués de molécules de masse moléculaire élevée.

En optimisant la coagulation et la décantation, il est possible de réduire significativement le nombre des molécules de masse moléculaire élevée. L'enlèvement de ces molécules présente un double avantage, soit: a) la réduction de la demande en chlore à long terme; b) la réduction de la quantité des précurseurs de THM. Un enlèvement supplémentaire peut être réalisé à l'aide d'une ozonation (11), ou d'une ozonation suivie d'une filtration sur charbon actif biologique (CAB) (10). Avec l'ozonation, on observe une diminution des composés à masse moléculaire élevée et une augmentation des composés à faible masse moléculaire (11, 12, 13). L'ozonation augmente la proportion de carbone organique assimilable (6, 14, 16). La concentration de COA formé augmente avec la quantité d'ozone appliquée jusqu'à une concentration seuil, au-delà de laquelle aucune augmentation n'est observée (15, 16). Les substances assimilables servent de substrat à la flore bactérienne qui s'est développée sur les grains de charbon dans les filtres à charbon actif biologique (CAB) (17, 18).

L'évolution de la demande en chlore en fonction du temps est caractérisée par une phase de demande rapide ($t < 4$ heures) qui s'exerce généralement à l'usine, suivie d'une demande qui croît plus lentement pour atteindre une valeur limite théorique. Les ions inorganiques ainsi que plusieurs substances organiques réagissent rapidement avec le chlore et peuvent causer une demande en chlore à court terme. Parmi ces substances notons les phénols (8), les substances aromatiques (19), l'ammoniaque (20), et certaines substances humiques (21). La demande en chlore à long terme est définie comme étant la consommation de chlore après une très longue période de contact. A la limite, cette consommation serait égale à la concentration de sites réactifs au chlore contenus dans une eau (22). La demande en chlore à long terme est fonction de substances qui réagissent lentement avec le chlore, tel que les protéines, les alcools et les esters ainsi que certains sites des substances humiques (21, 23).

La demande en chlore peut être modélisée à l'aide du modèle cinétique proposé par Jadas-Hécart et al. (9). Dans ce modèle les auteurs posent que la demande en chlore est exercée en deux phases, soit une consommation rapide durant les 4 premières heures de contact (court terme) suivie d'une consommation lente durant les heures suivantes (long terme).

La demande à long terme (au-delà des quatre premières heures de contact) peut être décrite par la relation du second ordre apparent suivante:

$$\frac{dx}{dt} = k\,(a - x)\,(b - x) \qquad (1)$$

où

x = demande en chlore au temps t ($t > 4h$)
a = concentration de chlore résiduel à $t = 4h$
b = potentiel de consommation en chlore à partir de $t = 4$ h
(quantité maximale de chlore consommé après 4 h de contact)
k = constante cinétique apparente de la réaction.

En intégrant l'équation 1 et en supposant que x = 0 lorsque t = 0 nous obtenons l'équation 2.

$$x = ab\,\frac{(e^{(a-b)kt} - 1)}{(ae^{(a-b)kt} - b)} \qquad (2)$$

La demande en chlore total (X), peut alors être facilement calculée si la concentration de chlore ajouté initialement (Co) est connue:

$$X = (Co - a) + x \qquad (3)$$

Ce modèle est décrit graphiquement à la figure 1.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Les échantillons d'eau ont été prélevés à six reprises à l'usine de traitement des eaux Sainte-Rose (Ville de Laval, Québec, Canada). Cette usine, d'une capacité de production nominale de 110000 m^3d^{-1}, puise ses eaux brutes dans la rivière des Mille-Iles.

Les points de prélèvement des échantillons d'eau sont illustrés à la Figure 2. La chaîne de traitement et les points de prélèvement des échantillons d'eau sont illustrés à la figure 2. La chaîne de traitement de cette usine comprend une décantation dynamique, une filtration bi-couche sur sable et anthracite (5 - 10 mh^{-1}), une ozonation (concentration résiduelle de 0,4 mgl^{-1} après 4 minutes de temps de contact, taux moyen appliqué de 1,5 $mgl^{-1}O_3$), une filtration sur charbon actif biologique (CAB), une post-désinfection au bioxyde de chlore et un ajustement de pH. Les filtres CAB sont équipés de charbon actif à base de bitume ayant accumulé plus de 15000 h de service et sont opérés à charge superficielle moyenne de 5 mh^{-1}. On peut donc considérer que l'enlèvement par absorption dans ces filtres est négligeable.

Demande en chlore

Les flacons utilisées pour le prélèvement et l'incubation des échantillons, sont en verre opaque, et sont munies de bouchons de téflon. Les flacons sont lavées en suivant la procédure suivante: trempage dans l'acide nitrique 10% ou l'acide chlorydrique 50%; trempage pendant 24 heures dans une solution contenant 50 mgl^{-1} d'hypochlorite de sodium; rinçage à l'eau ultrapure MilliQ (18 Megohm).

Deux échantillons de 800 ml sont prélevés et tamponnés (tampon phosphate (24)). La température de l'échantillon est ajustée à 20°C. Le chlore est ensuite ajouté à partir d'une solution mère à raison de 2 mgl^{-1} de chlore libre par mgl^{-1} de COT. Ce dosage proportionnel semble justifié par rapport à un surdosage fixe pour que soit maintenue constante la proportion d'oxydant et de matière organique à oxyder d'un échantillon à l'autre. L'échantillon est ensuite incubé à l'obscurité à 20°C. La mesure du chlore résiduel est effectuée après 4 h, 1 d, 2 d, 3 d, 7 d et 9 d d'incubation.

Autres paramètres

Les autres paramètres sont mesurés en utilisant les méthodes indiquées au tableau 1. Le COA ou carbone organique dissous biodégradable (BDOC) est mesuré selon la méthode de Servais-Billen (25, 26). Cette méthode est

basée sur la mesure de la variation du COD avant et après incubation avec un inoculum mixte indigène.

Les caractéristiques physico-chimiques des eaux traitées à l'usine Ste-Rose sont présentées au tableau 2.

TABLEAU 1 MÉTHODES DE MESURES
ANALYTICAL METHODS

Paramètre mesuré	Description de la méthode	Référence
Absorbance UV - 254 nm	Cellule de 2 cm, spectrophotomètre	(spectronic21)
Azote ammoniacal	Méthode au phénate	no 417 C (24)
Chlore résiduel	Méthode titrimétrie au sulfate ferreux/DPD	no 408 D (24)
Carbone Organique Dissous (COD)	Oxydation UV - Persulfate Filtration sur 0,22	no 505 B (24)
Carbone Organique Total (COT)	Oxydation UV - Persulfate Filtration sur 0,22	no 505 B (24)
Phosphates totaux (24)	Digestion persulfate	no 424 C - III
	Colorimétrie à l'acide ascorbique	no 424 F (24)

RÉSULTATS ET DISCUSSION

L'évolution de la demande en chlore d'eaux filtrées sur sable, ozonées et filtrées sur CAB en fonction du temps d'incubation est présentée à la Figure 3 pour tous les échantillonnages confondus. On remarque que la demande en chlore augmente très rapidement dans les premières heures pour ensuite croître plus lentement et tendre vers une valeur limite après environ 200 heures d'incubation. La variabilité des résultats est moindre pour l'eau ozonée et l'eau filtrée sur CAB que pour l'eau filtrée sur sable et anthracite.

La demande en chlore à long terme, qui s'exerce dans le réseau de distribution, peut être décrite à l'aide du modèle cinétique proposé par Jadas-Hécard et al., (9). A la Figure 4, on peut observer l'aptitude du modèle à représenter les consommations en chlore des eaux filtrées sur SA, ozonées et filtrées sur CAB. On remarque que, pour cet échantillonnage, l'ozonation diminue significativement la demande en chlore ultime (b) et que la filtration biologique abaisse encore légèrement cette valeur malgré la température faible de l'eau (1°C). On remarque aussi une augmentation successive de la constante cinétique (k), à l'étape d'ozonation puis à l'étape de filtration biologique.

Les résultats obtenus lors d'un échantillonnage printanier (11°C) diffèrent tel qu'illustré à la Figure 5. On peut y observer que l'ozonation n'abaisse que légèrement la demande ultime en chlore (b) alors que la filtration biologique la diminue considérablement. De plus, l'ozonation augmente la constante cinétique alors que la filtration biologique a l'effet contraire. La différence des

résultats obtenus avec une matrice organique d'hiver et de printemps, illustre bien les différences saisonnières auxquelles les installations de filtration biologique auront à faire face. Notons toutefois que le couplage O_3 - filtre CAB parvient toujours à réduire la demande ultime en chlore de l'eau.

L'évolution de la demande en chlore est influencée par la concentration de chlore utilisée durant la période (Figure 6). Ainsi, plus cette concentration est élevée plus la valeur de la constante cinétique (k) diminue. Cette diminution peut être attribuée à l'oxydation avant 4 heures de certains sites réactifs qui exerceraient une demande en chlore rapide après 4 heures de temps de contact. Il est donc important d'être systématique dans le choix des quantités de chlore ajoutées si l'on désire pouvoir comparer des résultats entre eux.

L'évolution saisonnière des demandes en chlore à court terme (après 4 heures de contact) et à long terme (après 168 h de contact) pour les eaux prélevées à l'effluent des filtres sable et anthracite après ozonation et à l'effluent des filtres CAB, est illustrée à la Figure 7. On remarque que les demandes en chlore à court terme et à long terme sont, en hiver, réduites par l'ozonation, alors qu'elles sont légèrement augmentées en été. A noter que la filtration biologique permet de réduire substantiellement la demande en chlore, même en eaux froides (1°C).

L'influence des différentes étapes de traitement sur la demande en chlore lors de deux échantillonnages, un premier en eaux froides (1°C, février 1989) et un deuxième en eaux tempérées (11°C, mai 89), est illustrée à la Figure 8. Cette demande est principalement réduite par le traitement de coagulation-floculation-décantation (55% de la demande à court terme et 61% de la demande à long terme). Ce procédé qui élimine une fraction importante des particules et des molécules de masse moléculaire élevée mérite d'être optimisé. La demande en chlore résiduelle est associée à de petites molécules plus difficiles à éliminer par le traitement. Quoique l'abattement absolu de la demande en chlore aux étapes de filtration sur sable et anthracite, d'ozonation et de filtration sur CAB, soit faible, l'abattement relatif est important.

On observe aussi une légère augmentation de la demande en chlore après ozonation pour un des échantillonnages (mai 1989). En consultant la Figure 7 qui présente l'ensemble des résultats on observe que l'ozonation peut réduire ou augmenter légèrement la demande en chlore. Ceci peut apparaître surprenant puisque l'ozone et l'acide hypochloreux agissent tous les deux préférentiellement par attaque électrophile et devraient se manifester sur les mêmes sites réactionnels (21).

Rappelons que les eaux traitées à l'usine Ste-Rose et particulièrement les eaux ozonées ont une alcalinité faible. Selon Hoigné et Bader (27), la concentration de substances inorganiques comme les bicarbonates peut influencer le comportement de l'ozone dans les eaux naturelles en ralentissant la décomposition de l'ozone; ce qui favorise l'inhibition du processus moins sélectif d'oxydation radicalaire et l'oxydation des précurseurs de la réaction haloforme lors de la chloration (28, 29).

Les variations saisonnières de l'effet de l'ozonation sur la demande en chlore peuvent s'expliquer par la complexité des mécanismes en jeu. L'ozonation produit d'une part, une oxydation de certains sites de molécules précurseurs de demande en chlore; d'autre part, un fractionnement de molécules de masse moléculaire élevée en molécules de plus faible masse moléculaire qui exercent une nouvelle demande en chlore, tel que les molécules de COA. Ainsi, il a été

suggéré par Jadas Hécart et al. (9) que l'oxydation radicalaire des acides fulviques comprend la destruction de certains sites non réactifs au chlore et la formation de sites réactifs au chlore par hydroxylation des aromatiques.

L'effet global de l'ozonation sur la demande en chlore est difficile à prédire car il est le bilan de ces deux phénomènes. De plus, les caractéristiques des eaux, particulièrement la matrice organique qui varie significativement d'une saison à l'autre dans les eaux de surface, et les conditions d'oxydation (concentration d'ozone, température, alcalinité, etc.) influencent ce bilan. L'influence des variations de matrice organique sera particulièrement prononcée dans une eau de faible alcalinité (Sainte-Rose) où la réaction radicalaire de l'ozone est favorisée. Dans le cas des eaux filtrées de la rivière des Mille-Iles, le bilan global de l'ozonation sur la demande en chlore est positif en hiver et négatif en été. L'augmentation de la demande en chlore après ozonation en été et en automne s'accompagne d'une forte production de COA. La présence d'algues et de sous-produits algals dans les eaux de la rivière à cette période de l'année est certainement reliée à cette production saisonnière élevée de COA.

Suite à l'ozonation, les eaux sont filtrées sur charbon actif biologique qui abaisse la demande en chlore, comme on peut l'observer aux Figures 7 et 8. Rappelons que les filtres CAB sont efficaces pour éliminer le COA (30) et que d'après Bablon et al. (6), l'enlèvement du carbone dans un filtre biologique est associé presque totalement à l'enlèvement du COA (70 à 90%). L'enlèvement de COD dans les filtres CAB de l'usine Ste-Rose n'est pas seulement expliqué par l'enlèvement du COA. En effet, le COA enlevé représente de 20 à 100% du COD enlevé selon l'échantillonnage considéré. L'enlèvement du COR représente donc une partie importante de l'enlèvement du COD dans les filtres. Les enlèvements élevés de COR se produisent généralement après un lavage de filtre et pourraient être attribuables à: a) l'augmentation temporaire de la capacité d'adsorption du filtre suite au reclassement de grains de charbon actif; b) la biosorption sur la biomasse dans les filtres CAB; c) à la qualité variable de l'affluent des filtres à CAB qui cause des épisodes d'adsorption - désorption dans le charbon actif saturé.

La Figure 9 présente l'évolution de l'enlèvement de la demande en chlore à court terme (4h) en fonction de l'enlèvement du COA. Quoique cette relation soit plus ou moins prononcée, on y distingue une tendance globale. L'absence de corrélation forte entre l'enlèvement du COA et de la demande en chlore pourrait s'expliquer par la réactivité variable du COA et par la demande en chlore exercée par le COR.

L'utilisation de paramètres globaux faciles à mesurer pour estimer la demande en chlore est avantageuse pour l'opération. L'évolution de la demande en chlore à long terme de l'affluent et de l'effluent du filtre CAB en fonction de la concentration en COT est présentée à la Figure 10. On remarque que pour les eaux à l'affluent du filtre CAB, une augmentation de la concentration en COT semble associée à une augmentation de la demande en chlore. Dans le cas des eaux de l'effluent des filtres CAB, ces variations de COT ont peu d'effet sur la demande en chlore. Cette différence pourrait s'expliquer par la présence de COA en plus grande concentration dans l'affluent des filtres CAB. L'augmentation du COT de l'effluent des filtres CAB est généralement reliée à une augmentation du COA. En effet, en été les concentrations de COT et les concentrations de COA formées à l'ozonation sont

plus élevées. Etant donné la plus grande réactivité du COA avec le chlore, une légère augmentation du COA se traduit par une augmentation significative de la demande en chlore. A l'effluent des filtres CAB, on ne retrouve peu ou pas de COA. Une variation de la concentration de COT à l'effluent est alors surtout associée à une variation de la concentration du carbone organique réfractaire. Le carbone organique réfractaire étant moins réactif avec le chlore que ne l'est le COA, une légère variation de COT ne se traduit pas par une augmentation significative de la demande en chlore.

L'enlèvement de la demande en chlore à travers le filtre CAB est illustré à la Figure 11 pour la demande à long terme et pour la demande à court terme. Rappelons qu'un temps de contact en fût vide (EBCT) court correspond à une profondeur de pénétration faible de l'eau ozonée dans le charbon actif. En observant la Figure 11, on note que le taux d'enlèvement de la demande en chlore à court terme (4 heures de temps de contact) est relativement constant sur toute la profondeur du milieu filtrant, alors que le taux d'enlèvement de la demande en chlore à long terme (7 jours de temps de contact) est plus élevé dans la couche supérieure du filtre et décroît pour atteindre une valeur à peu près nulle après 20 minutes contact.

CONCLUSION

Le suivi de l'évolution de la demande en chlore le long des étapes de traitement de la filière biologique de Ste-Rose, a mis en évidence l'importance de la réduction aux étapes de coagulation-floculation-décantation (55% de la demande à court terme et 61% de la demande à long terme) et de filtration sur CAB (25-60% de la demande à court terme et 15-43% de la demande à long terme.)

La demande en chlore des eaux traitées à l'usine de Ste-Rose augmente d'abord très rapidement (<4 heures) pour atteindre une valeur limite après environ 200 heures. La demande en Cl_2 à court et à long termes est influencée par la dose de chlore utilisée durant l'incubation (valeur des sites réactifs et constante cinétique). L'incidence de la dose sur la demande en chlore mérite d'être étudiée pour tenter de mettre au point: a) une procédure de référence à des fins de comparaisons; b) une procédure reflétant des conditions d'exploitation des usines et celles régissant la demande en chlore dans les réseaux de distribution. La demande en chlore à long terme peut être décrite par une équation du second ordre. Quoique l'ozone et le chlore se manifestent sur les mêmes sites réactionels, l'ozonation a un effet variable sur la demande en chlore. Durant certaines périodes de l'année, l'ozonation augmente légèrement la demande en chlore à court et à long termes; alors qu'en eaux froides l'ozonation diminue significativement la demande en chlore à court et long termes. Quoique l'effet sur la constante cinétique de la demande en chlore soit variable, le couplage ozone/filtration réduit en tout temps le nombre de sites réactifs au chlore.

L'enlèvement du COD dans les filtres à CAB n'est pas seulement expliqué par l'enlèvement du COA mais aussi par l'enlèvement du COR.

L'enlèvement de la demande en chlore à long terme nécessite un temps de contact en fût vide (EBCT) de l'ordre de 20 minutes. Cet enlèvement dans les filtres à CAB est observé même si des températures basses (1-2°C) se maintiennent plusieurs mois.

RÉFÉRENCES

Rook, J.J. Formation of Haloforms during Chlorination of Natural Waters, *Water Treat. Exam.*, 23 : 234-243 (1974).

Kronberg, L., Holmbom, B., and L. Tikkanen, Identification of the Strong Mutagen 3-chloro-4 (dichloromethyl) 5-hydroxy-2 (5H) - Furanone and of its Geometric Isomer E-2-chloro-3-(dichloromethyl) - 4 - oxo-butenoic acid in Mutagenic Fractions of Chlorine Treated Humic Water and in Drinking Waters, 6th Conference on Water Chlorination, Oak Ridge, Tennessee, May 3-4th (1987).

Meier, J.R., R.J. Bull, Mutagenic properties of drinking water disinfectant and by-products, in Water Chlorination: Environmental Impact and Health Effects, Jolley R.L., Brungs, W.A., Cummings, R.B., Eds, Ann Arbor Science Publishers, Ann Arbor, Michigan, vol. 5, (1985) p.207-220.

Duchesne, D., Lafrance, P., Lavoie, J.and S. Letendre, Contrôle de la qualité de l'eau traitée sur charbon actif granulaire à l'usine de traitement d'eau Ste-Rose, *Sciences et Techniques de l'eau*, 21 (1): 33-42 (1988).

KIWA, Chorination By-products: Production and Control, Report from the commitee on the side effects of chlorination, KIWA Communication no 74, J.C. Kruithof editor, AWWARF-KIWA, (1986) 198p.

Bablon, G. Ventresque, C. and F. Roy, Evolution of Organics in a Potable Water Treatment System, *Aqua*, 2 : 110-113 (1987).

White G.C., Handbook of Chlorination, Van Nostrand Reinhold, New York, N.Y. (1986).

De Laat, J., Merlet, N. and M. Doré (1982), Chloration de composés organiques: demande en chlore et réactivité vis-à-vis de la formation de trihalométhanes: Incidence de l'azote ammoniacal, *Wat. Res.*, 16 : 1437-1450, (1982).

Jadas-Hecart, A., Ventresque, C., Legube, B. and M. Doré, Effect of Ozonation on the Chlorine demand of a Treated Surface Water and Model Compounds, IOA Conference, 19-20th October, London (1988).

Ventresque, C., and G. Bablon, Ozone: a Means of Stimulating Biological Activated Carbon Reactors, IOA, New-York, June (1989).

Amy, G.L., Kuo C.J. and R.A. Sierka, Ozonation of humic substances: Effects on Molecular Weight Distributions of Organic Carbon and Trihamomethane Formation Potential, *Ozone Sci. Eng.* 10 : 39-54 (1988).

Flogstad, H. and H. Odega ard, *Ozone Sci. Eng.*, 7:121 (1985).

Veenstra, J.H., Barber, J.B.and P.A. Khan, Ozonation: its Effect on the Apprarent Molecular Weight of Naturally Occuring Organics and Trihalomethane Production, *Ozone Sci. Eng.*, 5:225-244 (1983).

Van der Kooij, D., Visser, A. and W.A.M. Hijnen, Determining the Concentration of Easily Assimilable Carbon in Drinking water, *J. Am. Water Works Assn.*, 74 (10): 540-545 (1982).

Prévost, M., Duchesne, D., Coallier, J., Desjardins, R. and P. Lafrance (1989) Full Scale Evaluation of Biological Activated Carbon Filtration for the Treatment of Drinking Water, presented at the Annual AWWA - WQTC Conference, Philadelphia, USA, Nov 11-16th (1989).

Prévost, M., Desjardins, R., Arcouette, N., Duchesnes, D. et J. Coallier, Etude de la performance de filtres à charbon actif biologique (CAB) en eaux froides, *Sciences et Techniques de l'Eau*, 23 (1): 25-30 (1990).

Bourbigot, M.M., Doré and W.J. Masshelein, Influence of Ozonation on the Structure of Organic Matter and its Biodegradability within Activated Carbon. in: Ozonation Manual for Water and Wastewater Treatment, John Wiley and Sons edts., New-York (1982) p.83-85.

Letendre, S., Desjardins, R., Fortin, L., Lafrance P. and F.G. Brière, (1989) Influence de la température sur le rendement des filtres à charbon activé biologique, *Revue Canadienne de génie civil*, 16(6):820-828.

Oyler, A.R., Linkkonen, Chlorine Disinfection Chemistry of Aromatic Compounds. Polynuclear Aromatic Hydrocarbon: Rates Products and Mechanisms, *Environ. Sci. Technol.*, 17(6): 334-342 (1983).

Morris, J.C. and R.A. Isaac, A Critical Review of Kinetic and Thermodynamic Constants for the Aqueous Chlorine Ammonia System, in: Water Chlorination: Environmental Impact and Health Effects, vol. 4, R.L. Jolley, W.A. Brungs, J.A. Cotruvo, R.B. Cumming, J.S. Mattice and V.A. Jacobs Eds, Ann Arbor Mi., Ann Arbor Sciences Publishers (1983).

Doré, M., Chimie des Oxydants et Traitement des Eaux, Technique et Documentation Lavoisier, Paris, (1989), 505p.

Ventresque, C., Bablon, G., Legube, B.and J. Jadas-Hécart, Development of Chlorine Demand Kinetics, presented at the Sixth Conference on water chlorination, Oak Ridge, Tennessee, May 3-8th (1987).

Noack, M.G. and R.L. Doerr, Reactions of Chlorine, Chlorine Dioxide and Mixtures with Humic Acid: an interim report, in: Water chlorination: Environmental Impact and Health Effects, vol.2, R.L. Jolley, H. Gorchev et D.H. Hamilton Jr; Eds Ann Arbon, MI: Ann Arbor Science Publishers Inc.(1977) p.49-58.

APHA, AWWA, WPCF Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater Washington APHA, Publication office, 16th edition (1985).

Servais, P., Anzil, A. and C. Ventresque, Simple Method for Determination of Biodegradable Dissolved Organic Carbon in Water, *Appl. Environ. Microbiol.*, 55 (10): 2732-2734 (1989).

Servais, P., Billen, G. and M.C. Hascoet, Determination of the Biodegradable Fraction of Dissolved Organic Carbon, *Wat. Res.*, 21 (4): 445-450 (1987).

Hoigné, J. and H. Bader, Ozonation of water: Oxidation Competition Values at Different Types of Waters Used in Switzerland, *Ozone Sci. Eng.*, 1: 357-372 (1979).

Legube, B., Crove, J.P., Reckhow, D.A. and M. Doré, Ozonation of Organic Precursors: Effects of Bicarbonate and Bromide. Proceedings of the International Conference: The Role of Ozone in Water and Wastewater Treatment, London, 13-14 Nov., Perry R. and McIntyre, A.E. Edts, London (1986) p.76-86.

Reckhow, D.A., Legube, B. and P.C. Singer, The Ozonation of Organic Halide Precursors: Effects of Bicarbonate, *Wat. Res.*, 20 (8) : 987-998 (1986).

Hascoet, M.C., Servais, P. and G. Billen, Use of Biological Analytical Methods to optimize Ozonation and GAC Filtration in Surface Water Treatment in: Proceedings AWWA Annual Conference, Denver, June 22-26 (1986).

		pH	TURBIDITÉ (NTU)	COT (mg/L C)	COD (mg/L C)	COA (mg/L C)	ABSORBANCE UV à 254 nm	NH_4 (ug/L N)	PO_4 (mg/L P)	T° (°C)
Eau brute	minimum	7,2	1,2	4,7	3,3	<0,1	0,47	49	< 10	1°C
	moyenne	7,3	6,7	4,9	3,9	0,9	0,53	58	16	12°C
	maximum	8,0	5,0	7,1	6,9	0,7	0,62	77	32	28°C
Eau décantée	minimum			3,1	2,8	0,3	0,12	34	< 10	
	moyenne			3,4	3,1	0,3	0,15	52	-	
	maximum			3,7	3,6	0,3	0,17	86	11	
Effluent filtres SA	minimum			2,9	2,6	<0,1	0,11	38	< 10	
	moyenne			3,2	3,1	0,1	0,13	54	-	
	maximum			3,7	3,5	0,4	0,16	88	11	
Eau ozonée	minimum			2,9	2,6	0,2	0,05	30	-	
	moyenne			3,1	3,1	0,5	0,06	53	< 10	
	maximum			3,5	3,4	0,7	0,07	80	-	
Effluent filtres CAB	minimum	7,2		2,4	2,3	0	0,04	< 10	-	
	moyenne	7,5	0,2	2,5	2,5	0,1	0,05	33	< 10	
	maximum	7,8		2,6	2,7	0,3	0,06	75	-	

Tableau 1 Caractéristiques des eaux brutes et traitées de l'usine Ste-Rose pendant la période d'échantillonnage

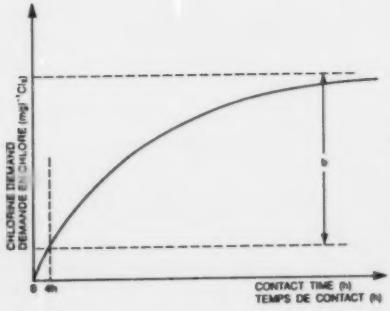


Figure1 Évolution de la demande en chlore en fonction du temps d'incubation

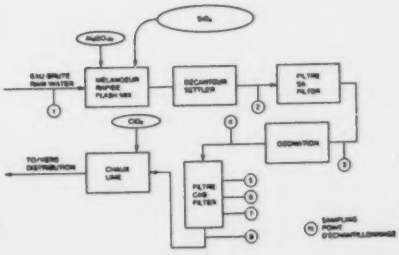


Figure2 Schéma de fonctionnement de l'usine Ste-Rose, Laval

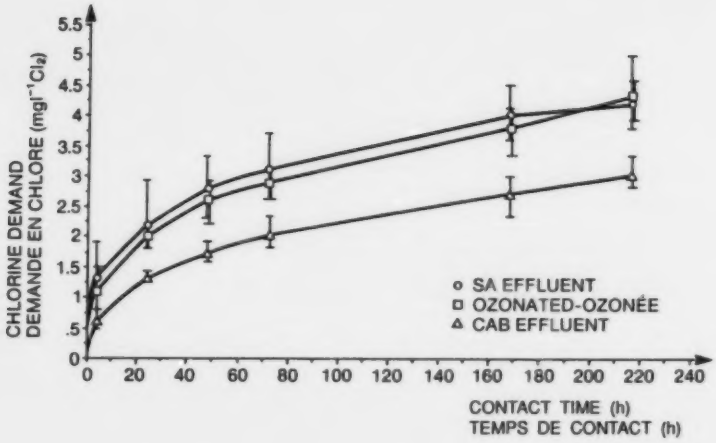


Figure 3 Evolution de la demande en chlore en fonction du temps d'incubation pour tous échantillonnages confondus

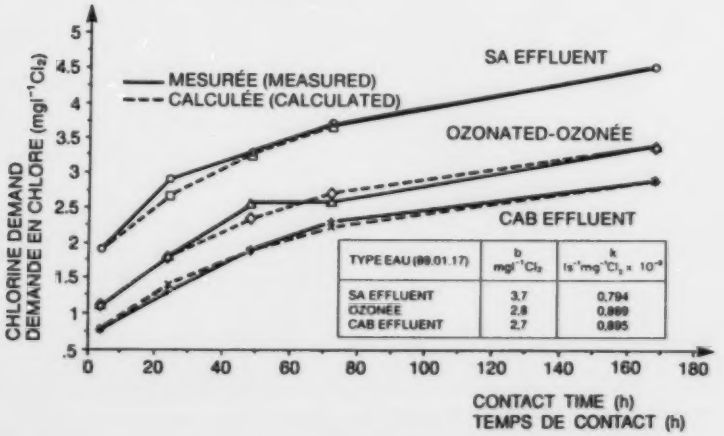


Figure 4 Modélisation de la demande en chlore en fonction du temps d'incubation. Echantillonnage du 89.01.17

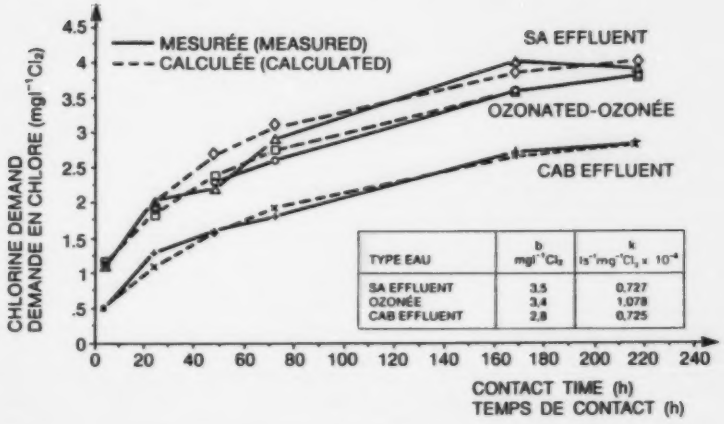


Figure 5 Modélisation de la demande en chlore en fonction du temps d'incubation. Echantillonnage du 89.05.02

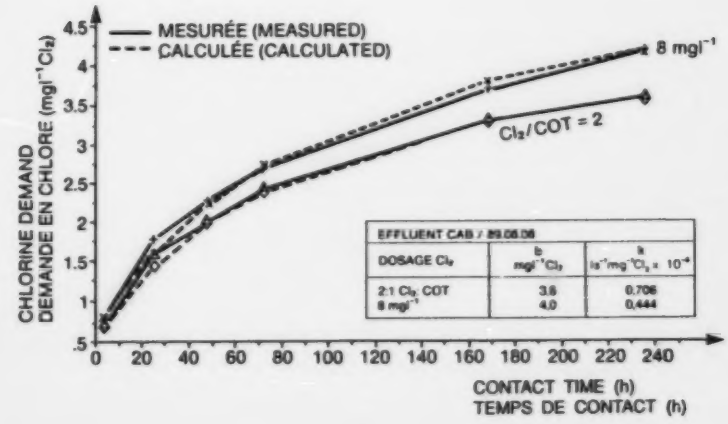


Figure 6 Influence de la dose de chlore appliquée sur la demande en chlore

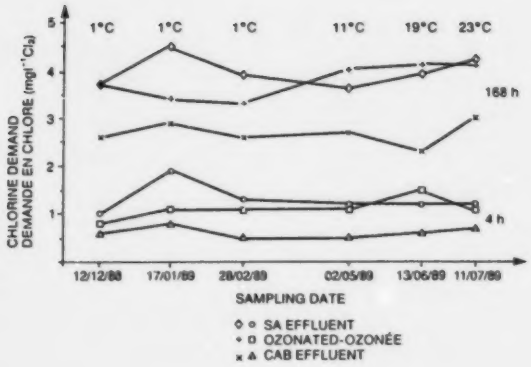


Figure 7 Evolution saisonnière de la demande en chlore à court terme (4h) et à long terme (168h)

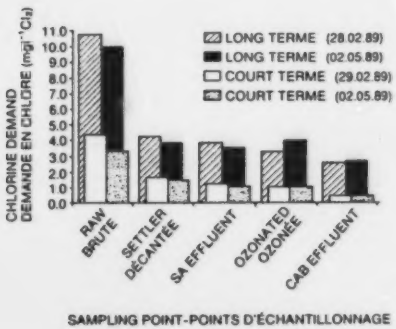


Figure 8 Abattement de la demande en chlore à court et à long termes dans les différentes étapes de traitement de l'usine Ste-Rose

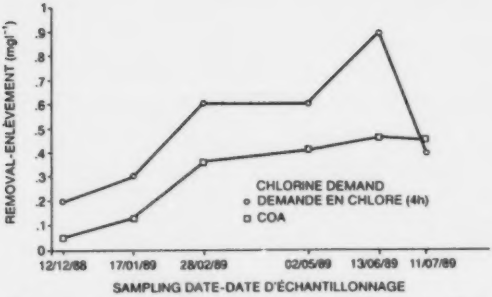


Figure 9 Enlèvement de la demande en chlore et du COA dans les filtres à CAB

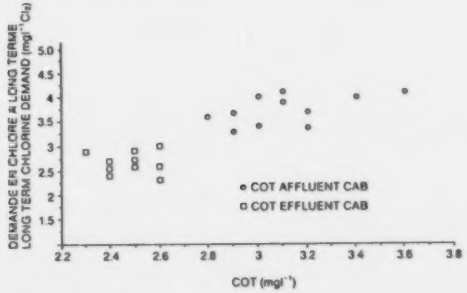


Figure 10 Evolution de la demande en chlore à long terme en fonction du COT dans l'affluent et l'effluent des filtres à CAB

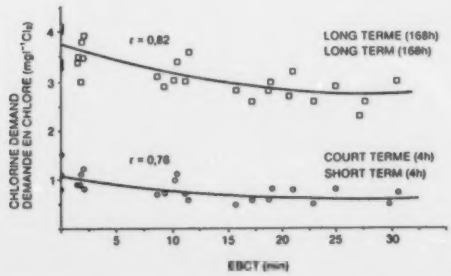


Figure 11 Enlèvement de la demande en chlore à court et à long termes en fonction du temps de contact en fût vide (EBCT) dans les filtres à CAB

LE COUPLAGE OZONE/PEROXYDE D'HYDROGENE: DE L'ESSAI PILOTE A L'USINE DE TRAITEMENT D'EAU POTABLE

O. Wable, J.P. Duguet, J. Mallevialle
Lyonnaise des Eaux -Laboratoire Central
38 Rue du Président Wilson,78230 Le Pecq,FRANCE

INTRODUCTION

L'utilisation du couplage ozone/peroxyde d'hydrogène pour l' élimination des micropolluants est un procédé qui devient nécessaire pour atteindre les normes de la CEE ou les propositions de l'EPA sur ces produits dans l'eau potable. Ce couplage sera une partie de la chaine de traitement existante avec d'autres procédés tels que la filtration sur charbon actif en grains ou le stripping.

Le principal avantage de cette technique est la production de radicaux hydroxyles. En effet, les récents progrès de la chimie de l'ozone ont permis de montrer que l'oxydation des micropolluants organiques par l'action des radicaux hydroxyles était, généralement, plus rapide que par l'action de l'ozone seul.Ce procédé est choisi de préférence aux couplages ozone/UV ou UV/peroxyde d'hydrogène, qui permettent aussi de générer des radicaux hydroxyles, pour sa facilité de mise en oeuvre dans une usine de traitement d'eau potable ayant déjà une unité d'ozonation.

Dans cette article seront présentés les résultats d'études pilote effectuées à la Lyonnaise des Eaux depuis 1985 ainsi que ceux concernant les premiers essais industriels pour une usine de traitement d'eau potable.

LE COUPLAGE OZONE/PEROXYDE D'HYDROGENE

Le peroxyde d'hydrogène réagit avec l'ozone, ce qui provoque une décomposition de l'ozone. Staehelin (1) a montré que H_2O_2 réagissait très lentement avec l'ozone, et que l'espèce réactive était la forme ionisé.

$$H_2O_2 + H_2O \leftrightarrows H_3O^+ + H_2O \qquad pK = 11.6$$

$$O_3 + H_2O_2 \longrightarrow k_{O3,H2O2} < 10^{-2}\ M^{-1}\ s^{-1}$$

$$O_3 + HO_2^- \longrightarrow k_{O3,HO2-} = 5.5\ 10^6$$

Les principales réactions du mécanisme de formation des radicaux sont décrites ci-dessous:

$$O_3 + HO_2^- \longrightarrow OH^\cdot + {}^\cdot O_2^- + O_2$$

$$O_3 + \cdot O_2^- \text{-----} > \cdot O_3^- + O_2$$

$$\cdot O_3^- + H_2O \text{-----} > OH\cdot + OH^- + O_2$$

Différentes espèces minérales "scavengers" présentes dans l'eau traitée peuvent réduire considérablement l'efficacité d'oxydation proportionnellement à leur concentration.

$$OH\cdot + HCO_3^- \text{------} > OH^- + HCO_3\cdot$$

$$OH\cdot + CO3_2^- \text{------} > OH^- + \cdot CO3^-$$

$$OH\cdot + PO_4^{3-} \text{------} > OH^- + \cdot PO4_2^-$$

L'efficacité d'oxydation par les radicaux dépendra de la concentration en H_2O_2, en ozone dissous, du pH, de la nature et concentration des polluants et de la concentration en scavengers.

ELIMINATION DE COMPOSES AROMATIQUES

Des composés nitro et chloro-benzèniques, qui sont utilisés fréquemment dans l'industrie de la coloration, ont été associés avec une contamination d'eau de nappes. A cause de leurs toxicités potentielles et des goûts et odeurs engendrées par ces composés, une étude pilote(2) a été réalisée afin d'étudier les potentialités du couplage O_3/H_2O_2 .

Etude pilote

La chaine pilote pouvait traiter 450 l/h. Elle comprenait deux contacteurs d'ozonation (diamètre : 150 mm, hauteur : 4 m),un générateur d'ozone (Degrémont, France) pouvant produire 10 g/h, un système d'injection avec dosage du peroxyde d'hydrogène à l'entrée de chaque colonne, et deux filtres (sable et CAG) fonctionnant en parallèlle après l'étape d'oxydation afin de réduire la concentration des sous-produits biodégradables. Le pH de l'eau brute était de 6.7, l'alcalinité de 225 mg $CaCO_3$/l et le COT de 1.9 mg/l.

Résultats

Deux séries d'expériences ont été réalisées,avec l'ozone seul et avec le couplage O_3/H_2O_2.

1) Ozonation

Les résultats obtenus par l'action de l'ozone seul sont présentés aux Figures 1 et 2. Ces expériences montrent que avec un temps de contact de 30 minutes, la diminution de densité optique à 254 nm (correspondant à la diminution de concentration en composés aromatiques) est fonction de

l'augmentation de la dose d'ozone appliquée. Avec une dose d'ozone de 16 g/m³, l'élimination du chloronitrobenzène atteint 85 %. Avec une dose d'ozone constante, la diminution de densité optique à 254 nm augmente avec les temps de contact croissants pour atteindre un maximum à 30 mn. Si la dose d'ozone est maintenue constante à 16 g/m³ avec un temps de contact de 40 minutes, la concentration en o-chloronitrobenzène restante est de 150 µg/l soit 88 % d'élimination. L'oxydation par l'ozone seule avec de fortes doses d'ozone et des temps de contact importants ne permet pas d'atteindre la concentration de 20 µg/l (correspondant au seuil d'odeur de l'ortho-chloronitrobenzène).

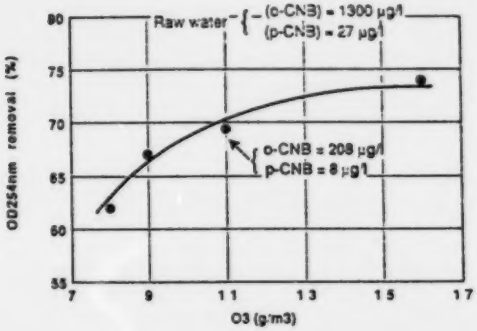


Figure n°1 :

Influence du dosage d'ozone (temps de contact : 30 min)

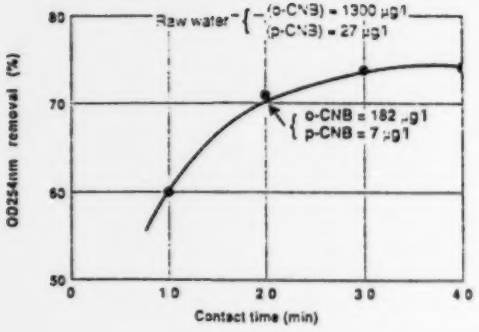


Figure n°2 :

Influence du temps de contact - dose d'ozone = 16 g/m³

2) Couplage O_3/H_2O_2

L'addition de peroxyde d'hydrogène est réalisée dans les deux colonnes placées en série, les conditioins opératoires étant identiques pour chacune d'elles. Des expériences précédentes ont montré que la meilleure élimination d'o-chloronitrobenzène était obtenu pour le rapport massique H_2O_2/O_3 de 0.4. Une élimination de 99 % de composés benzéniques a été obtenue avec des doses appliquées de 8 g O_3/m^3 et 3 g H_2O_2 /m^3 et un temps de contact de 20 minutes. Un temps de contact de 30 minutes n'améliore pas l'efficacité d'élimination.

Efficacité de la chaine de traitement

Durant les procédés d'oxydations, des composés biodégradables sont formés qui peuvent, par la suite, contribuer à une reviviscence bactérienne dans les réseaux de distribution. Afin d'éviter ce problème, l'étape d'oxydation doit être suivie d'une filtration sur sable ou sur Charbon Actif en Grains. Ce dernier procédé a l'avantage d'éliminer les micropolluants par adsorption. Pendant cette étude, les deux filtres ont fonctionnés avec des temps de séjour hydrauliques de 15 mn. Les chaines de traitement ont fonctionné en continu pendant 3 mois. Des échantillons ont été prélevés à différentes étapes des chaines de traitement une fois par semaine. Les concentrations moyennes en composés benzéniques et en o-CNB après oxydation sont de 22 et 16 µg/l respectivement, soit une réduction de 99 %. L'élimination de COT par oxydation est d'environ 0.3 mg/l ; ce qui

correspond à la minéralisation de 30 % des composés benzéniques (Tableau I). Après la filtration sur CAG, l'eau traitée a une concentration en composés benzéniques inférieure à la limite de détection (1 µg/l). Le seuil de dégustation est réduit de 20 (eau brute) à 3 (eau oxydée) et, de plus, il n'y a plus de goûts et odeurs après la filtration sur CAG. Cette chaîne de traitement montre donc son efficacité vis-à-vis de l'élimination des composés benzéniques et permet de produire une eau de très bonne qualité.

Tableau I. Détoxification d'une eau de nappe

Durée d'essai (Jours)	0	4	11	19	25	32	39
EAU BRUTE							
COT(mg/l)	1.9	_	1.9	1.95	1.75	1.9	-
Composés benzéniques (µg/l)	2023	_	1397	2249	2031	1750	2121
O-CNB	1690	_	970	1830	1490	1320	1402
Seuil de Gout >20							
EAU OXYDEE							
COT(mg/l)	1.7	1.5	1.75	1.6	1.3	1.45	-
Composés benzéniques (µg/l)	52	6	16	21	18	19	23
O-CNB	15	3	8	28	11	8	9
Seuil de Gout = 3 à 5							
EAU FILTREE SABLE							
COT (mg/l)	1.4	1.55	1.45	1.55	1.15	1	-
Composés benzéniques (µg/l)	17	6	11	35	17	11	14
O-CNB	15	3	8	28	11	8	9
Seuil de Gout = 2 à 3							
EAU FILTREE CAG							
COT (mg/l)	-	0.9	0.40	0.40	0.35	0.45	-
Composés benzéniques (µg/l)		-	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
O-CNB	-	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1	< 1
Seuil de Gout = 1							

ELIMINATION DES SOLVANTS CHLORES

Les eaux souterraines sont souvent contaminées par des solvants chlorés tels que le Trichloroéthylène(TCE) ou le tétrachloroéthylène(PCE).
Afin de respecter les normes concernant ces composés (TCE : 30 µg/l , PCE : 10 µg/l), les technologies utilisées étaient le stripping à l'air ou la filtration sur CAG. En effet, l'action de l'ozone seul ne permet qu'une faible élimination de ces composés ; par contre l'oxydation par les radicaux hydroxyles produits par le couplage O_3/H_2O_2 est un procédé plus efficace.

Etude pilote

Les essais (2) ont été réalisés sur une eau de nappe contenant du TCE et PCE avec des concentrations respectives de 65-85 µg/l et 10-20 µg/l. Le pH était de 7.1 et l'alkalinité de 262 mg $CaCO_3$ /l.
Le contacteur avait un volume de 15 l et fonctionnait en continu ; le peroxyde d'hydrogène était ajouté avant l'entrée de la colonne à un débit permettant de maintenir un rapport H_2O_2/O_3 de 0.4. L'influence du temps de contact et de la dose d'ozone appliquée ont été étudié.

Résultats

Les essais réalisés sans ozone ont montré que la quantité de solvants chlorés éliminés par stripping était faible. L'oxydation par l'ozone seul n'a pas permis d'éliminer plus de 30 % des solvants chlorés même avec une dose d'ozone de 8 g O_3/m_3 et 10 mn de temps de contact (Fig 3 et Fig 4).
L'effet du couplage O_3/H_2O_2 dans les conditions opératoires décrites ci-dessus produit une élimination supérieure à 90 % du TCE et PCE, les concentrations résiduelles dans l'effluent étant d'environ 2 µg/l. Cette efficacité d'élimination est atteinte pour des doses supérieures à 5 mg/l. Pour le cas du TCE, l'efficacité d'élimination dépend directement de la dose d'ozone appliquée jusqu'à 5 mg/l.

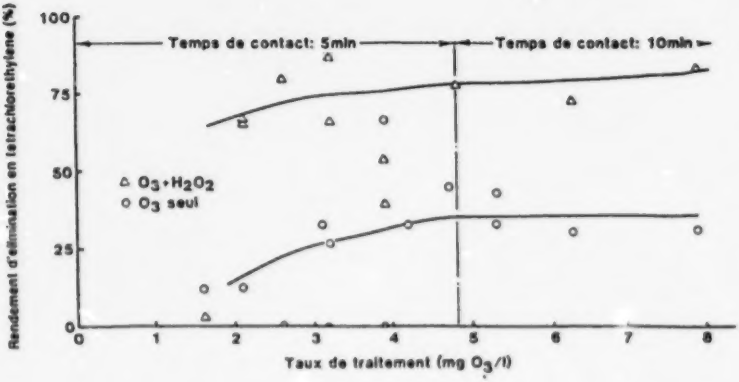


Figure n°3

Elimination des tétrachoroétyhylènes
en fonction de la dose d'ozone

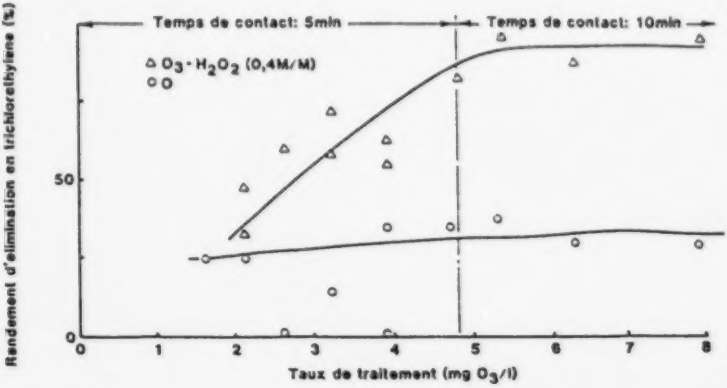


Figure n°4

Elimination du trichloroéthylène
en fonction de la dose d'ozone

ELIMINATION DE L'ATRAZINE

L'atrazine est un des pesticides le plus fréquemment détecté dans les eaux de surface ou souterraines. Les normes européennes pour les pesticides imposent une concentration maximum de 100 ng/l pour chaque pesticide. L'action de l'ozone seul ne permet une élimination suffisante (15-25 %) mais l'oxydation rapide par les radicaux hydroxyles peut permettre une meilleure efficacité. Deux études pilotes ont eu lieu afin d'évaluer l'action du couplage O_3/H_2O_2 sur l'atrazine.

Etude pilote

La première étude (4) a été réalisée au laboratoire dans un réacteur de 10l fonctionnant en continu. La colonne d'ozonation était alimentée par de l'eau du robinet (COT = 1.8 mg/l, pH = 7.2, Alcalinité = 215 mg $CaCO_3$/l) dopée en atrazine (0.35 µg/l). Le temps de contact a été maintenu à 10 minutes et le rapport massique H_2O_2/O_3 à 0.5.
Lors de la seconde étude(5), l'ozonation a eu lieu dans un Tube en U pilote (Profondeur = 23,7 m, Diamètre externe = 80 mm),l'effet du temps de contact a été étudié ainsi que les doses d'ozone appliquées et la teneur en bicarbonate.

Résultats

Les essais réalisés en laboratoire ont permis de voir que l'action de l'ozone seul ne permettait d'éliminer que 46 % d'atrazine même si la dose d'ozone appliquée atteint 5 g O_3/m3. Lorsque le couplage O_3/H_2O_2 est utilisé, le pourcentage d'élimination de l'atrazine atteint 89 % avec une dose d'ozone équivalente.De plus, l'efficacité de transfert est très nettement améliorée par l'addition de peroxyde d'hydrogène ; pour la même dose d'ozone appliquée, elle passe de 61 % à 83 %.
Les essais qui ont lieu avec le tube en U pilote ont montré qu'un temps de contact de 4 mn était nécessaire pour assurer un transfert optimale (Figure 5) ainsi qu'une bonne élimination de l'atrazine. D'autre part, le fait de doubler la teneur en bicarbonate réduit le pourcentage d'atrazine éliminée d'un facteur 1.5.

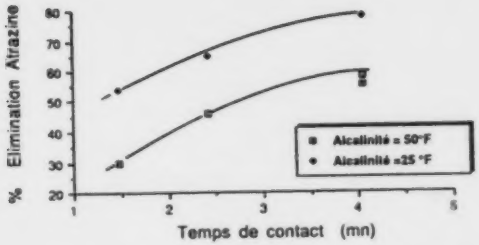


Figure 5 Elimination de l'atrazine en fonction du temps de contact. Tube en U pilote

Dose d'ozone = 5 mg O3/l
H2O2/O3 = 0,4 W/W

Essai industriel

Afin de préciser les conditions optimales de fonctionnement du procédé O_3/H_2O_2 aux responsables d'exploitations de la Lyonnaise des Eaux, des essais industriels ont été réalisés sur deux usines de traitement d'eau potable. Ces installations sont situées en Région Parisienne. L'usine de la CEB est alimentée par de l'eau de Seine et possède une chaîne de traitement présentée à la figure 6. Ce site a été sélectionné car des concentrations en atrazine assez élevées (jusqu'à 1 µg/l) sont présentes dans l'eau brute à certaines périodes de l'année. Le débit maximum traité est de 2500 m^3/h. Le transfert de l'ozone du gaz dans l'eau est réalisée dans deux tours d'ozonation placées en série d'un volume total de 270 m^3.

L'usine du Pecq (Figure 7) est alimentée par de l'eau de nappe qui est réalimentée par de l'eau de Seine aprés un prétraitement (clarification). Le débit maximum est de 1500 m^3/h, l'ozonation est réalisée dans deux tours classiques placées en série de volume total égal à 250 m^3.

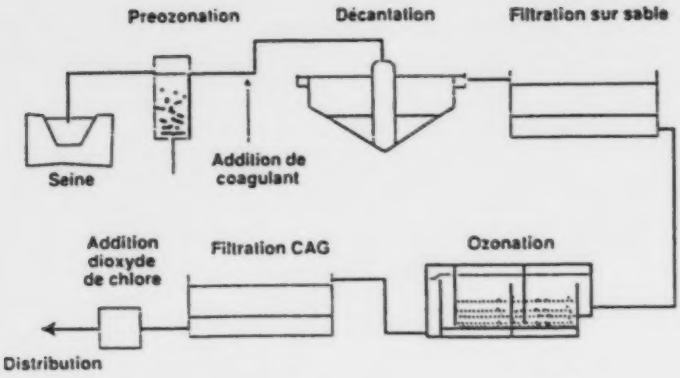


Figure n°6 : Schéma de l'usine de la CEB

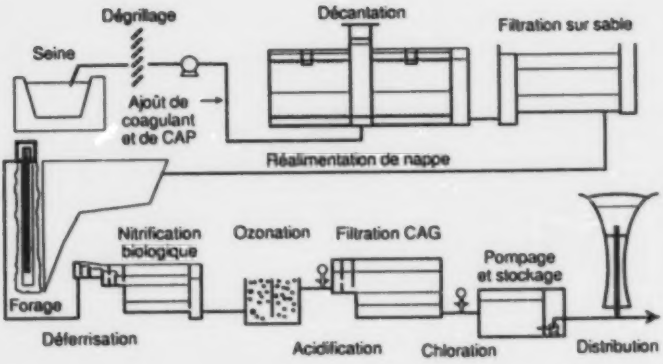


Figure n°7 : Schéma de l'usine du Pecq

Résultats

Les deux études ont débuté par l'optimisation de la quantité de peroxyde à injecter en faisant varier le rapport H_2O_2/O_3 ainsi que la dose d'ozone appliquée. Les premiers résultats montrent que la quantité d'ozone transférée augmente dès que le peroxyde d'hydrogène est présent (Figure 8) conformément aux résultats obtenus à l'échelle pilote; cette accroissement est de l'ordre de 10 %. De même,il est intéressant de noter que il existe autour du point correspondant au rapport massique H_2O_2/O_3=0.4 une zone où le péroxyde et l'ozone sont présents.

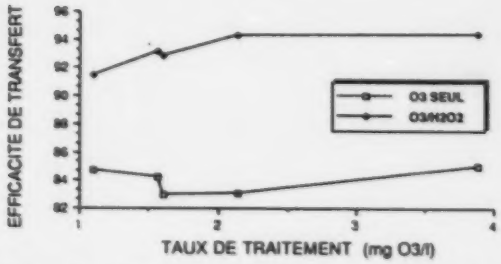


Figure 8 Efficacité de transfert de l'ozone en fonction du taux de traitement en ozone (usine de la CEB)

Temps de contact=15 mn
H2O2/O3 = 0,4 w/w

Quant à l'élimination de l'atrazine, l'action de l'ozone seul ne permet d'en éliminer que 40% au maximum. Avec le couplage O_3/H_2O_2, le pourcentage d'élimination atteint 85% (Figure 9 et 10) si la dose d'ozone appliquée est de 3.85 g/m^3. Ce pourcentage d'élimination augmente avec la dose d'ozone pour un même rapport H_2O_2/O_3 égal à 0.4.

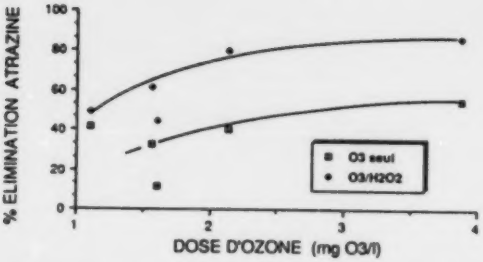


Figure 9 **Elimination de l'atrazine en fonction de la dose d'ozone (usine de la CEB)**

Temps de contact =15 mn
H2O2/O3 = 0.4 W/W

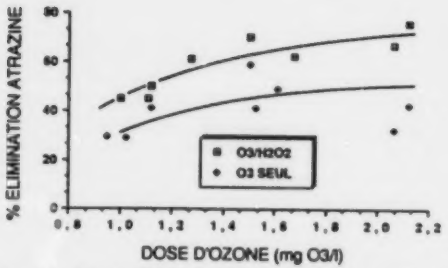


Figure 10 **Elimination de l'atrazine en fonction de la dose d'ozone (usine du Pecq)**

Temps de contact= 20 mn
H2O2/O3 = 0,4 w/w

CONCLUSIONS

Le respect des normes CEE pour les pesticides ou solvants chlorés nécessite de nouvelles techniques fiables et économiquement envisageables. Le couplage O3/H2O2 est techniquement réalisable sans difficultés si l'usine de traitement dispose d'une unité d'ozonation. Les premiers résultats industriels confirment ceux des essais pilotes et permettent donc de vérifier l'efficacité de ce procédé. Le surcoût dû au peroxyde d'hydrogène est de 0,01 FF par gramme de peroxyde injecté ce qui est équivalent au coût d'exploitation de l'ozone (entre 0,01 et 0,02 FF/ g O_3 produit). Il est donc possible d'atteindre les objectifs de qualité en utilisant ce procédé qui pourra être suivi d'une filtration sur charbon actif en grains.

REFERENCES

(1)J.Staehelin,J.Hoigné.Envir.Sci.Technol.,16,pp 676-681 (1982)

(2)J.P.Duguet, C.Anselme, P.Mazounie, J.Mallevialle."Applicat ion of combined ozone-hydrogen peroxyde for the removal of aromatic compounds from a groundvater." Ozone Science and Engineering, 12, 3 pp 280-294 (1990)

(3)J.P.Duguet,A.Bruchet, J.Mallevialle."Nev advances in oxidation proceses : the use of the ozone/hydrogen peroxyde combination for the micropollutants removal in drinking vater." Proceedings specialized conference on organic micropollutants,IWSA-AIDE.Barcelone 19-22 Septembre 1989.

(4)J.P.Duguet,F.Bernazeau,J.Mallevialle. "Removal of atrazine by ozone and ozone/hydrogen peroxyde combination in surface vater." Ozone Science and Engineering, 12:2 pp 195-197 (1990)

(5) F.Bernazeau, Communication Personnelle(1989)

SÉANCE D'AFFICHAGE

POSTER SESSION

UTILISATION D'UN PROCÉDÉ BIOLOGIQUE DE LIXIVIATION DES MÉTAUX LOURDS POUR LE REMPLACEMENT DE LA STABILISATION DES BOUES MUNICIPALES

J.-F. Blais, R.D. Tyagi , J.C. Auclair et A. Gravel
Institut National de la Recherche Scientifique (INRS-Eau)
Université du Québec, 2700 rue Einstein,
C.P. 7500, Sainte-Foy, Québec, G1V 4C7

RÉSUMÉ

La présence de teneurs élevées en métaux lourds retrouvées dans les boues d'épuration est un facteur important limitant l'épandage agricole de cette biomasse. Au cours des dernières années quelques procédés microbiologiques d'extraction des métaux lourds ont été examinés. La mise au point d'un tel procédé qui permettrait conjointement l'enlèvement des métaux lourds et la stabilisation des boues est évidemment souhaitable. L'approche poursuivie dans cette étude était de vérifier si le procédé microbien de lixiviation des métaux lourds développé dans notre laboratoire pourrait éventuellement remplacer les procédés conventionnels de stabilisation des boues municipales. Les résultats obtenus en cultures discontinues avec des boues prélevées d'un réacteur biologique séquentielle (RBS) témoignent que la forte chute du pH (<2) induite sur une période de 8 jours, cause une élimination complète (seuil de détection de 1 X 10^3 UFC/100 mL) des coliformes totaux, des coliformes fécaux, et des streptocoques fécaux. Le procédé permet également un abaissement des MES et des MESV, ces paramètres étant réduits de 42% et 26% respectivement après 8 jours. De plus, l'abaissement du pH entraîne une solubilisation importante des métaux lourds (Cu 91%, Zn 92%, Ni 81%, Pb 73%, Cd 63%, Cr 63%). Des études sont présentemment en cours afin de mettre au point un bioréacteur avec un temps de rétention très court (2-3 jours), qui permettrait simultanément l'extraction des métaux lourds et la stabilisation des boues à des niveaux compatibles avec une utilisation agricole intensive des boues ou pour tout autre moyen de disposition.

INTRODUCTION

L'épandage agricole des boues d'épuration est une méthode de disposition indispensable pour faire face à l'augmentation importante des quantités de boues résiduaires générées par le traitement des eaux usées municipales (Bruce et Davis, 1989). De plus, cette utilisation permet de tirer profit des propriétés des boues pour la préparation et la fertilisation des sols (Davis, 1987; EPA 1979). Toutefois, les teneurs élevés en métaux lourds retrouvés dans les boues posent de sérieuses contraintes face à cette pratique (Bruce et Davis, 1989; Mininni et Santori, 1987). L'assimilation des métaux par les plantes et l'accumulation subséquente dans la chaîne alimentaire (Tyler et al.,1989) sont des problèmes potentiels importants qui ont stimulé la recherche pour le développement de techniques d'enlèvement des métaux lourds applicables aux boues municipales et industrielles. Si certains procédés chimiques donnent de bons rendements

d'extraction, notamment le traitement à l'acide (Scott et Horlings, 1979; Wozniak et Huang, 1982), les coûts élevés d'opération rendent ces techniques peu attrayantes. Plus récemment, quelques procédés biologiques de lixiviation des métaux ont été étudiés (Boulanger et al., 1990; Tyagi et Couillard, 1989; Wong et Henry, 1983). Les caractéristiques principales recherchées pour la mise au point d'une telle biotechnologie sont les suivantes: fonctionnel au pH initial des boues; court temps de résidence afin de diminuer le volume du bioréacteur; rendement adéquat d'enlèvement des métaux; utilisation d'un substrat peu coûteux pour la croissance bactérienne; fonctionnel à la température ambiante; utilisable avec divers types de boues; de plus, l'opération du procédé doit être peu onéreuse et facilement réalisable. Le procédé utilisé dans cette étude, qui utilise des souches de *Thiobacillus* retrouvées naturellement dans les boues (Blais et al., 1990), semble conforme à ces exigences. La solubilisation des métaux s'effectue par l'acidification importante des boues, résultante de l'oxydation biologique du soufre (substrat) en acide sulfurique. Ces bactéries peuvent également concourir à la solubilisation des métaux en tirant leur énergie de l'oxydation directe des sulfures de métaux en sulfates solubles (Hutchins et al., 1986). L'ajout d'un tel procédé d'extraction des métaux en aval de la stabilisation conventionnelle des boues est fortement recommandable d'un point de vue écologique, mais hausserait nécessairement les coûts assignés aux traitements des eaux usées. La mise au point d'un procédé permettant conjointement l'enlèvement des métaux lourds et la stabilisation des boues est donc souhaitable, et pourrait permettre de réduire les temps de rétention et les coûts d'opération, en comparaison au procédé conventionnelle de stabilisation. De plus, les boues ainsi traitées répondraient aux critères exigés pour l'épandage agricole et contribueraient donc à valoriser cette biomasse considérée le plus souvent comme un déchet.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Les boues utilisées dans cette étude proviennent de l'usine d'épuration des eaux usées de Black Lake. Des boues produites dans un réacteur biologique séquentielle (RBS) ainsi que des boues stabilisées aérobiquement ont été prélevées dans des contenants stériles en polypropylène et conservées à 4°C. L'essai de lixiviation a débuté dans les 6 heures suivants l'échantillonage. Le Tableau 1 donne les teneurs en solides, en populations bactériennes, et en métaux lourds retrouvées dans les boues prélevées. Les normes recommandées pour l'épandage agricole des boues sont également indiquées.

Les populations bactériennes sont énumérées par la technique d'ensemencement directe sur milieu gélosé telle que décrite dans APHA (1989). La préparation des échantillons de boues se fait selon la technique proposée par Dudley et al. (1980). Des volumes de 5 mL de boues sont dilués dans 15 mL de tampon PBS (0.1 M, pH 7.2) et mélangés à haute vitesse (Vortex) pendant 2 min. dans un tube à centrifugation contenant approximativement 1g de bille de verre stérile (4-5 mm). Les échantillons préparés sont dilués dans du tampon PBS et 0.1 mL des dilutions appropriées sont déposées (en triplicata) sur les géloses et étalées à l'aide de tige de verre. Tous les milieux de culture utilisés proviennent de Difco.

Les coliformes totaux (CT) sont énumérés sur m-Endo agar LES, les coliformes fécaux (CF) sur m-FC agar, les streptocoques fécaux (SF) sur m-Enterococcus agar, et les hétérotrophes aérobies totaux (HT) sur Standard plate count agar.

Pour l'essai de lixiviation des volumes de 200 mL de boue non-stabilisée sont déposées dans deux erlenmeyers de 500 mL, 0.5% de soufre en poudre tyndalisée est additionné à l'une des deux boues, l'autre servant de contrôle sans soufre. Les boues sont incubées à 28°C dans un agitateur gyratoire (modèle 26, New Brunswick Scientific) ajusté à 200 rpm. Des échantillons de 5 mL sont prélevés au 24 heures pour la mesure du pH, de l'ORP et pour l'évaluation des populations microbiennes. Les métaux sont analysés selon APHA (1989) avec un spectrophotomètre à émission de plasma (ICP), modèle Atom Scan 25 de Thermo Jarrell Ash Corporation. La fraction liquide de la boue est obtenue par centrifugation à 20000 x g pendant 15 min.

TABLEAU 1

Caractéristiques physico-chimiques et microbiologiques des boues de Black Lake et niveaux recommandés pour l'utilisation agricole des boues

Paramètres		Boue digérée	Boue non-digérée	Niveaux recommandés
pH		5.74	6.36	
Matières solides	(mg/L)	24394	8066	
Matières volatiles	(mg/L)	12477	4745	
MES	(mg/L)	21927	7980	
MESV	(mg/L)	12087	3780	
Hétérotrophes	(UFC/100 mL)	2.43×10^8	3.40×10^9	
Coliformes totaux	(UFC/100 mL)	3.87×10^6	2.07×10^8	
Coliformes fécaux	(UFC/100 mL)	3.87×10^4	1.48×10^7	< 1000*
Strep. fécaux	(UFC/100 mL)	8.00×10^4	1.19×10^6	
Cd	(mg/kg poids sec)	8.7	5.7	10**
Cr	(mg/kg poids sec)	1615	532	500
Cu	(mg/kg poids sec)	1879	862	600
Ni	(mg/kg poids sec)	175	214	100
Pb	(mg/kg poids sec)	336	338	300
Zn	(mg/kg poids sec)	562	318	1750

* tirés de Shuval et al. (1986)
** tirés de Flynn et al. (1984)

L'adaptation des thiobacilles à la boue est réalisée à partir de 150 mL de boue non-stabilisée déposée dans un erlenmeyer de 500 mL et additionnée de 1% de soufre en poudre tyndalisée. La boue est incubée pendant 8 jours dans les conditions décrites précédemment. Après cette période, 150 mL de boue fraîche contenant 1% de soufre est ensemencée avec 5% de boue acidifiée et incubée pour une autre période de 8 jours. Cette étape est répétée une autre fois.

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Tel qu'indiqué au Tableau 1, les boues non-stabilisées et stabilisées prélevées ne sont pas conformes à la norme recommandée pour l'épandage agricole de < 1000 UFC/100 mL coliformes fécaux. Les deux boues dépassent également les teneurs recommandées pour le chrome, le cuivre, le nickel et le plomb. L'agitation de la boue non-stabilisée sans soufre ajouté (Figure 1) résulte en une hausse légère du pH et une augmentation importante du potentiel d'oxydo-réduction (POR). Durant cette agitation les concentrations des quatre types de populations microbiennes viables ne sont que très peu diminuées.

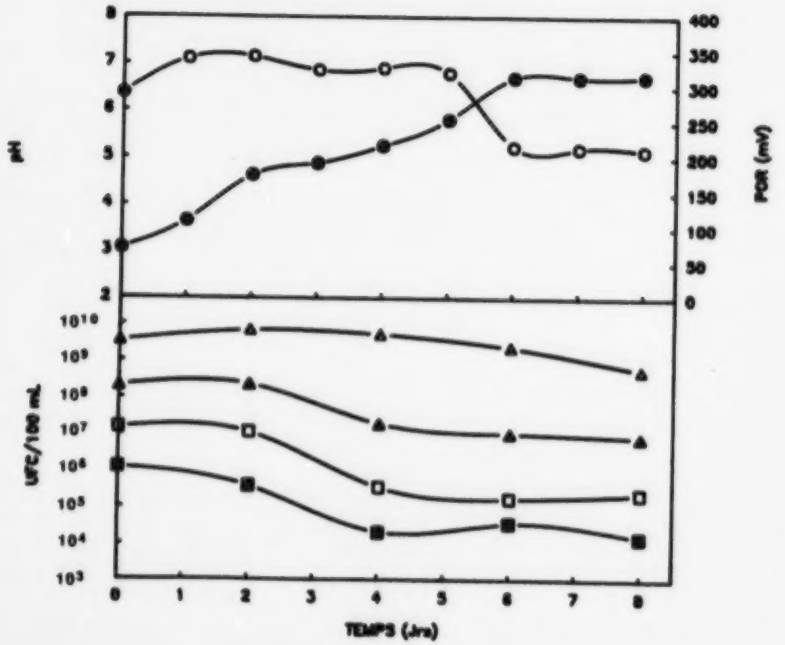


Figure 1: Variations des populations microbiennes, du pH et du POR dans la boue agitée, sans soufre. Symboles: (○) pH; (●) POR; (△) hétérotrophes aérobies totaux; (▲) coliformes totaux; (□) coliformes fécaux; (■) streptocoques fécaux.

L'ajout de soufre (0.5%) à la boue (Figure 2) cause la baisse du pH à 1.85 après 8 jours. La hausse du POR durant l'agitation est comparable à la boue contrôle. L'acidification jusqu'à pH 2.4 (jour 5) de ce milieu entraîne une baisse de plus de 2 log des hétérotrophes aérobies, suivie par une légère hausse causée par le remplacement de la microflore diversifiée, initialement présente, par des populations de levures et moisissures acidophiles. Ces modifications ne sont pas surprenantes, la capacité pour certaines moisissures et levures de croître en milieu fortement acide a été maintes fois démontrée (Harrison, 1978; Rossi et Arst, 1990). Les niveaux des populations de coliformes fécaux et de streptocoques fécaux sont abaissés sous le seuil de détection (1 x 10^3 UFC/100 mL) en 5 jours. Les streptocoques fécaux sont réduits graduellement lors de la lixiviation, alors que les coliformes fécaux sont éliminés seulement lors de la chute du pH de 3.6 à 2.4. Le niveau de coliformes totaux est également réduit fortement pendant cette période, mais le seuil de détection est atteint après 6 jours (pH 2.0).

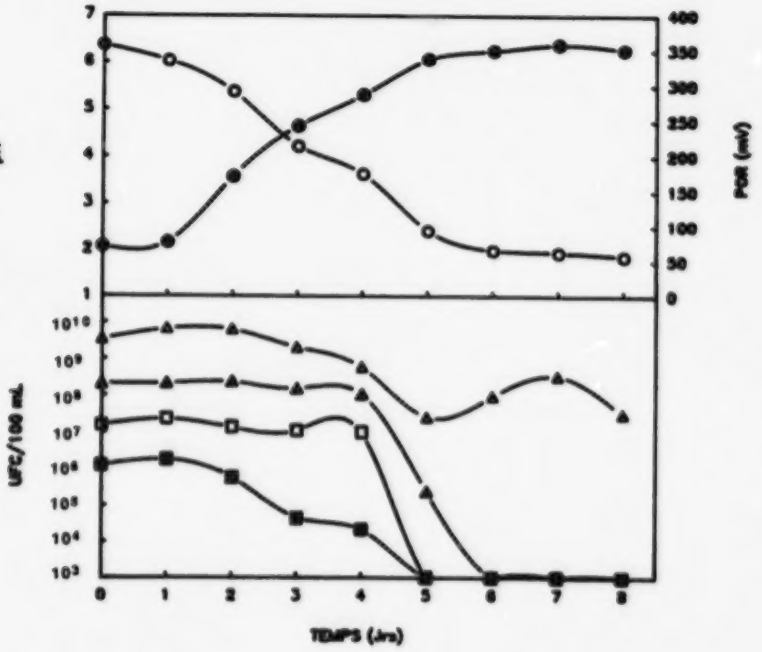


Figure 2: Variations des populations microbiennes, du pH et du POR pendant la lixiviation des métaux. Symboles: (○) pH; (●) POR; (△) hétérotrophes aérobies totaux; (▲) coliformes totaux; (□) coliformes fécaux; (■) streptocoques fécaux.

La destruction efficace des bactéries indicatrices de pathogènes qui s'effectue lors de la lixiviation des métaux est nettement supérieure aux résultats obtenus par Henry et al. (1988). En fait, ce procédé permet une réduction des bactéries indicatrices à des niveaux compatibles avec l'utilisation agricole des boues, puisque les concentrations de coliformes obtenus (< 10^3 CFU/ 100 mL) sont similaires ou inférieures aux concentrations normalement retrouvées dans les sols agricoles (Ibiebele and Inyang, 1986). La destruction des indicateurs bactériens se fait principalement par la production d'acide. En effet, les concentrations d'ions métalliques mis en solutions sont comparables aux procédés de lixiviation avec *Thiobacillus ferrooxidans* (Wong and Henry, 1983; Tyagi and Couillard, 1989) qui eux s'avèrent peu efficace pour la réduction des pathogènes (Henry et al., 1988). La neutralisation subséquente des boues acidifiées microbiologiquement avec de la chaux serait sans doute une étape additionnelle permettant une réduction encore plus efficace des germes pathogènes. De toute façon, l'acidification obtenue par la croissance des thiobacilles permet un abaissement des bactéries indicatrices plus efficacement que la stabilisation aérobie des boues, si l'on compare avec les niveaux de ces populations dans la boue digérée (Tableau 1). Le potentiel du procédé pour l'élimination des vers parasites (helminthes) sera également examiné, cette classe d'organisme étant fréquemment rencontré dans les boues (Black et al., 1982; Pike et al., 1988). La faible efficacité de destruction de ce type d'organisme avec les procédés de digestion aérobie mésophile ayant été démontrée (Black et al., 1982; Pike et al., 1988).

Le procédé de biolixiviation permet une réduction appréciable des MES et MESV, mais les pourcentages de réduction sont inférieures à ceux de la boue contrôle (Tableau 2). Cet abaissement des matières en suspension peut s'expliquer par la défloculation de la matière organique et la lyse des microorganismes hétérotrophes résultantes de la forte acidification de la boue par production de l'acide sulfurique. Cette réduction des MES peut également être attribuée au métabolisme endogène prenant place avant l'acidification des boues à des niveaux ne permettant plus la croissance de la microflore indigène hétérotrophe. Cependant, bien que les solides totaux et volatils n'ont pu être évalués dans cette étude à cause de la présence de soufre interférant avec la mesure, des résultats non présentés indiquent que durant la période de lixiviation la quantité totale de boues produites augmentent, suite à la production importante de sulfate.

La chute du pH à 1.85 en 8 jours dans la boue non-stabilisée, entraîne la solubilisation des métaux au niveau acceptable pour l'utilisation agricole des boues (Tableau 2). Bien que les rendements de solubilisation des métaux soit adéquats pour correspondre aux normes, le prolongement de la période de lixiviation permet un rendement de solubilisation des métaux encore supérieure (Boulanger et al., 1990).

TABLEAU 2

Pourcentages de solubilisation des métaux et de réduction des solides en suspension après 8 jours de lixiviation

Paramètres	Boue lixiviée	Boue contrôle
Cd	63.1	11.9
Cr	63.3	0.9
Cu	90.8	14.2
Ni	81.1	1.5
Pb	73.2	0
Zn	92.1	39.0
MES	41.7	48.3
MESV	26.2	69.1

Si l'ajout de soufre à la boue soit suffisante pour abaisser le pH de la boue, l'ensemencement de boue fraîche avec une fraction de boue acidifiée permet de réduire le temps nécessaire à l'abaissement du pH. La Figure 3 démontre ainsi que l'inoculation de boue non-traîtée avec 5% de boue acidifiée permet de réduire à 2 jours, le temps nécessaire pour atteindre un pH de 2, comparativement à 6 jours pour une boue non ensemencée. De plus, il semble que l'activité optimale soit atteinte rapidement, puisque qu'une deuxième inoculation donne une courbe d'abaissement de pH similaire. Ces courts temps de biolixiviation en système discontinu, laisse supposer que la mise au point d'un bioréacteur avec un temps de rétention très court est envisageable. De plus, les thiobacilles étant des bactéries mésophiles poussant à des températures variant en général entre 10°C et 40°C, le bioréacteur ne nécessiterait pas de maintient stricte de température. Un autre avantage du procédé est qu'il ne requiert pas l'apport initial d'acide, contrairement au procédé avec *Thiobacillus ferrooxidans* (Wong et Henry, 1983; Tyagi et Couillard, 1989). Il faut également mentionner que le procédé permet de réduire efficacement les odeurs désagréables caractéristiques des boues d'épuration.

L'utilisation de microorganismes comme les thiobacilles est avantageuse du fait que ces organismes ne sont pas pathogènes pour l'humain ou pour les animaux. Cependant, leur rejet dans l'environnement doit se faire en évitant de déposer des concentrations importantes de substrats (soufre), car l'utilisation de ces substrats entraînerait l'acidification des sols, ce qui a été observée à plusieurs occasions (Bryant et al., 1983; Karavaiko et al., 1981; Laishley et al., 1988). Pour celà, l'utilisation de soufre immobilisé ou de granules de soufre, avec recyclage uniquement du substrat pourrait être une alternative souhaitable, d'autant plus que la colonisation importante des thiobacilles au soufre (Takakuwa et al., 1979),

permettrait le recyclage d'une quantité appréciable de la biomasse active. Un avantage évident du procédé découle du fait que toutes les types de boues peuvent être utilisées, puisque les thiobacilles indigènes aux boues à traîter, peuvent être adaptées aisément pour croître dans ces milieux. Bien que la technique envisagée pour la récupération des métaux solubilisées soit la précipitation par neutralisation du lixiviat avec de la chaux; différents procédés sont présentement à l'étude dans notre laboratoire, pour la récupération sélective des métaux: précipitation sélective, utilisation de divers adsorbants spécifiques, etc.

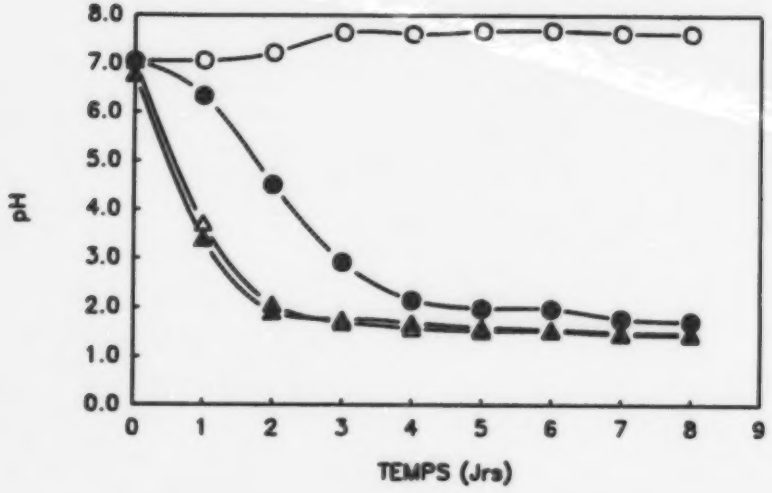


Figure 3: Cinétique de l'abaissement du pH de la boue lors de l'adaptation des thiobacilles indigènes. Symboles: (○) contrôle sans soufre; (●) croissance initiale; (△) 1er transfert; (▲) 2^{ième} transfert.

CONCLUSIONS

Le procédé de biolixiviation étudié permet de solubiliser les métaux à des niveaux compatibles avec les valeurs recommandées pour l'utilisation agricole des boues d'épuration. De plus, la destruction efficace des bactéries indicatrices de pathogènes et la réduction des solides en suspension laissent supposer que cette technologie pourrait ultérieurement

se substituer aux procédés conventionnels de stabilisation des boues municipales. L'abaissement rapide du pH obtenu par recyclage en système discontinu permet d'envisager que la mise au point d'un bioréacteur avec un très court temps de résidence est possible. Le rejet de soufre non-oxydé, potentiellement acidogénique, sur les terres agricoles apparaît être le principal obstacle à la mise au point du procédé. Toutefois, quelques méthodes de séparation du soufre non utilisé de la boue traitée semblent prometteuses. Le développement de cette biotechnologie pourrait également être employé pour la récupération des métaux à partir de divers déchets industriels.

RÉFÉRENCES

APHA. 1989. Standards Methods for Examination of Water and Wastewaters, 17th edn. Washington, DC, APHA-AWWA-WPCF.

Black, M.I., P.V. Scarpino, C.J. O'Donnell, K.B. Meyer, J.V. Jones, et E.S. Kaneshiro. 1982. Survival rates of parasite eggs in sludge during aerobic and anaerobic digestion. Applied Environ. Microbiol., **44**: 1138-1143.

Blais, J.F., J.C. Auclair, et R.D. Tyagi. 1990. Cooperation between two *Thiobacillus* strains for heavy metals removal from municipal sludge. Applied Environ. Microbiol., (soumis).

Boulanger, B., R.D. Tyagi, et P.G.C. Campbell. 1990. Effects of process parameters on bacterial leaching of heavy metals from municipal sludge with hyperactive microbial strains. Biotechnol. Bioeng., (soumis).

Bruce, A.M. et R.D. Davis. 1989. Sewage sludge disposal: current and future options. Wat. Sci. Tech., **21**: 1113-1128.

Bryant, R. D., K. M. McGroarty, J. W. Costerton, et E. J. Laishley. 1983. Isolation and characterization of a new acidophilic *Thiobacillus* species (*T. albertis*). Can. J. Microbiol. **29**: 1159-1170.

Davis, R.D. 1987. Use of sewage sludge on land in the United Kingdom. Wat. Sci. Tech., **19:** 1-8.

Dudley, D.J., M.N. Guentzel, M.J. Ibarra, B.E. Moore, et B.P. Sagik. 1980. Enumeration of potentially pathogenic bacteria from sewage sludges. Applied Environ. Microbiol., **39:** 118-126.

EPA. 1979. Sludge treatment and disposal. Process design manual. Center for Environmental Research Information, Cincinnati, EPA-625/1-79-011, 952 pages.

Flynn, F., J.M. Jalbert, J. Robert, A. St-Yves, A. Terrault, et G. Trudel. 1984. Rapport sur la qualité des boues des stations d'épuration et autres boues. Gouvernement du Québec, Ministère de l'Environnement, août.

Harrison, A.P. Jr. 1978. Microbial succession and mineral leaching in an artificial coal spoil. Applied Environ. Microbiol., **36:** 861-869.

Henry, G., D. Prasad, et W. Lohaza. 1988. Survival of indicator bacteria during leaching. A.S.C.E. nat. conf. env. eng., 13-15 juillet. Vancouver, Canada.

Hutchins, S. R., M. S. Davidson, J. A. Brierley, et C. L. Brierley. 1986. Microorganisms in reclamation of metals. Ann. Rev. Microbiol. **40:** 311-336.

Ibiebele, D.D. et A.D. Inyang. 1986. Environmental movement of indicator bacteria from soil amended with undigested sewage sludge. Environ. Pollut. (Series A)., **40:** 53-62.

Karavaiko, G.I., V.V. Abakumov, S.A. Kraheninnikova, T.L. Mikhailova, V.P. Piskunov, et B.D. Khalezov. 1981. Ecology and activity of microorganisms during metal dump leaching. Applied Biochem. Microbiol., **17:** 58-64.

Laishley, E. J., K. Rae, A. M. Dillman, et R. D. Bryant. 1988. Characterization of a new less acidophilic *Thiobacillus* isolate (*Thiobacillus capsulatus*). Can. J. Microbiol. **34:** 960-966.

Mininni, G. et M. Santori. 1987. Problems and perspectives of sludge utilization in agriculture. Agricul., Ecosyst. and Environ., **18:** 291-311.

Pike, E.B., E.G. Carrington, et S.A. Harman. 1988. Destruction of salmonellas, enteroviruses and ova of parasites in wastewater sludge by pasteurisation and anaerobic digestion. Wat. Sci. Tech., **20:** 337-343.

Rossi, A. et H.N.Jr. Herbert. 1990. Mutants of *Aspergillus nidulans* able to grow at extremely acidic pH acidify the medium less than wild type when grown at more moderate pH. FEMS Microbiology Letters, **66:** 51-54.

Scott, D.S. et H. Horlings. 1979. Removal of phosphates and metals from sewage sludges. Environ. Sci. Tech., **9:** 849-855.

Shuval, H.I., P. Yekutiel, et B. Fattal. 1986. An epidemiological model of the potential health risk associated with various pathogens in wastewater irrigation. Wat. Sci. Tech., **18:** 191-198.

Takakuwa, S., T. Fujimori, et H. Iwasaki. 1979. Some properties of cell-sulfur adhesion in *Thiobacillus thiooxidans* . J. Gen. Appl. Microbiol., **25:** 21-29.

Tyagi, R. D. et D. Couillard. 1989. Bacterial leaching of metals from sludge. Dans: P. N. Chemirnoff (éd.), Wastewater Treatment Technology. Library of Environmental Pollution Control Technology, Gulf Publishing Co., p. 557-590.

Tyler, G., A-M. Balsberg Pakisson, G. Bengtsson, E. Baath, et L. Tranvuk. 1989. Heavy metal ecology of terrestrial plants, microorganisms and invertebrates. A review. Water, Air and Soil Pollut. **47:** 189-215.

Wong, L., et J.G. Henry. 1983. Bacterial leaching of heavy metals from anaerobically digested sewage sludge. Water Pollut. Res. J. Can. **18:** 151-162.

Wozniak, D.J. et J.Y.C. Huang. 1982. Variables affecting metal removal from sludge. J. Water Pollut. Control. Fed., **54:** 1574-1580.

LE TRAITEMENT DES BOUES D'USINE D'ÉPURATION PAR STABILISATION CHIMIQUE ET COMPOSTAGE

Par:

Arnold Ross
Chimiste M. en Env.
Directeur de la recherche et du développement
Sonia Ouldali, M. Ing.
Françoise Forcier, ing. et agr.

SERRENER CONSULTATION INC.

Octobre 1990

Depuis le début des années soixante-dix, le Québec s'est doté d'un vaste réseau d'usines d'épuration des eaux usées. Bien que la qualité de nos cours d'eau se soit améliorée, nous avons à faire face à un autre problème, dérivé cette fois du traitement des eaux usées. En effet, l'épuration des eaux conduit à la formation d'un résidu qui doit être géré de façon économique et environnementalement acceptable.

Différents modes de disposition des boues sont utilisés dont le plus courant est l'enfouissement sanitaire. Cependant la matière organique présente dans les boues peut améliorer la qualité des sols et les teneurs en nutriments (azote, phosphore, potassium) peuvent servir à toutes formes de cultures. Malgré ce constat, la connaissance des caractéristiques des boues est primordiale avant même d'envisager la pratique de la valorisation des boues. Les métaux lourds, les organismes pathogènes et les composés toxiques peuvent restreindre les possibilités de réutilisation des boues.

Deux techniques simples peuvent permettre de réduire ces inconvénients en produisant un matériel de qualité. Il s'agit de la stabilisation chimique et du compostage.

.../

Les boues traitées par ces techniques ont vu leur contenu en organismes pathogènes chuter à presque zéro. De plus, les concentrations en métaux du produit final sont considérablement réduites (facteur atteignant selon le cas 55 % de réduction). Les deux techniques réduisent les taux d'humidité jusqu'à environ 50 % produisant ainsi un matériel de manipulation aisé et varié à plusieurs réutilisations (substrat organique, matériel de recouvrement, agent chaulant etc.), tout en réduisant considérablement les odeurs désagréables des boues.

Depuis deux années, plusieurs projets de stabilisation chimique et de compostage ont été réalisés avec succès et ce, malgré nos conditions climatiques. Parmi ces projet, trois sont en cours actuellement, démontrant l'intérêt grandissant pour ces techniques à la fois simples et efficaces.

L'une ou l'autre de ces techniques représente un mode de traitement des boues adapté à nos besoins québécois et qui est efficace ou environnementalement acceptable.

01017tra.sta

SUBMERGED BIOLOGICAL CONTACTOR FULL-SCALE DEMONSTRATION STUDIES OF OPERATIONAL CHARACTERISTICS

BY
Charles R. Hlavach, William A. Hilgendorf, Robert J. Hynek
ENVIREX INC.
Waukesha, Wisconsin

Abstract - The submerged biological contactor (SBC) process has undergone full-scale study at three demonstration sites. Single-stage operation has been demonstrated at both the Salmon Creek, Washington wastewater treatment plant and at the Lynnwood wastewater treatment plant in suburban Seattle, Washington. Three-stage operation has been demonstrated at the Round Rock, Texas wastewater treatment plant.

Studies at all three sites included variance in hydraulic and organic loading, unit rotational speed, compressed air feed for both the process and drive headers, and, in the case of the multi-stage unit, staging configuration.

Data acquired included influent and effluent values for BOD_5, soluble BOD_5, soluble carbonaceous BOD_5, total suspended solids, and ammonia-nitrogen; dissolved oxygen, wastewater temperature, air temperature and pressure, air feed rates, biofilm thickness and unit rotational speed.

Summaries of the data from Salmon Creek, Lynnwood, and Round Rock are provided in the paper.

Analysis of data shows that the most salient feature of the SBC, its high (75-90) percentage of submergence, provides operational improvements over its forebear, the aerated rotating biological contactor. These improvements include higher specific removal rates at lower power consumption, maintenance of a thin, principally aerobic biofilm, and reduced occurrences of and less adverse effects from uneven biofilm growth.

The above factors relate to less media surface area per given application; less energy costs per gallon treated; installation of greater surface area per shaft via greater diameters and greater surface area density than available on RBCs without fear of biofilm bridging or equipment fatigue; and smooth rotation of a solely air-driven system.

The above, in turn, relate to cost-effective returns in construction and life-cycle expenses, and greater operational stability.

Introduction - The concept of mechanically rotating a fixed media through a wastewater influent stream was first conceived as early as 1900, but has undergone its most considerable changes over the past 35 years. A 1.0 meter disc diameter was the basis of extensive testing conducted at Stuttgart University in the late 1950's, the results of which led to a new commercial wastewater treatment process which quickly became popular throughout Europe.[1] Development work in the U.S. began in the mid 1960's and has continued up until the present day.

The rotating biological contactor process relies solely on atmospheric oxygen for BOD_5 removal and solely on the hydraulic shearing forces created by unit rotation for biomass thickness control. Among other process innovations, it was established that removal efficiency

could be improved upon with the addition of low pressure coarse bubble aeration under the RBC media. In so doing, additional turbulence is provided for scouring effects on the media and enhanced oxygen transfer to the biofilm. Improved performance was verified at a mechanically driven RBC installation which revealed a 27% increase in average soluble BOD_5 removal across the RBCs with a corresponding reduction of 57% in the effluent soluble BOD_5 concentration[2]. The benefits of aeration were expanded upon even further when air capture cups were attached to the periphery of the media to utilize the effect of air buoyancy for rotation, thereby eliminating the need for a mechanical means of turning the unit.

The submerged biological contactor is the latest innovation in the technology. It combines aeration with increased submergence to provide the biological contactor concept with even further process and mechanical advantages.

Full-scale demonstration studies were conducted at three municipal wastewater treatment plant sites to verify the implied benefits of SBC operation. The sites chosen included: Salmon Creek, Washington; Lynnwood, Washington and Round Rock, Texas. The Salmon Creek and Lynnwood plants utilized one reactor for analysis of single-stage operation while three individual reactors were used at Round Rock, Texas to model a multi-stage operation for both BOD_5 removal and nitrification.

Materials and Method: Testing was accomplished with 4.9 M diameter reactors created by assembling 0.6 M add-on packs to a conventional 3.6 M diameter core unit. Reactor length for single-stage applications was 0.9 M with media spacing of 2.1 cm. per layer, allowing for a total biological surface area of 3,400 square meters. The three-stage system at Round Rock, Texas used a similar single-stage reactor in the first-stage with reduced second and third stage reactor lengths providing approximately one-half of the surface area as that in the first-stage. All of the reactors were installed in integral steel tankage, specifically designed for the SBC application.

A schematic of the SBC reactor (Figure 1) illustrates typical operation. The unit is submerged approximately 85% in comparison to standard RBC operation where the unit is submerged only 40%. The submerged portion of the reactor is provided with oxygen by a dual header aeration system. One of the headers provides the torque for rotation by filling the air capture cups attached to the periphery of the unit, as in the case of air-drive RBC operation, and the other header is located on the downstream side of shaft centerline to provide process air to the portion of the media which is submerged throughout the entire rotation of the unit. The outer portion of the media, which accounts for approximately half of the active biological surface area, receives oxygen again during rotation into the atmosphere. In so doing, all of the biological surface area is maintained in an aerobic state.

In order to visually inspect the biomass in the submerged zone, a removable test wedge of media was located in the core unit underneath one of the media add-on packs. The wedge was removed from time to time throughout the test programs to measure internal biofilm thickness and potential for plugging of the submerged media passages.

In addition to the visual means of inspecting biomass thickness, a scale was also provided to weigh the wedge itself and confirm measured values. A reference dry weight reading of the wedge was

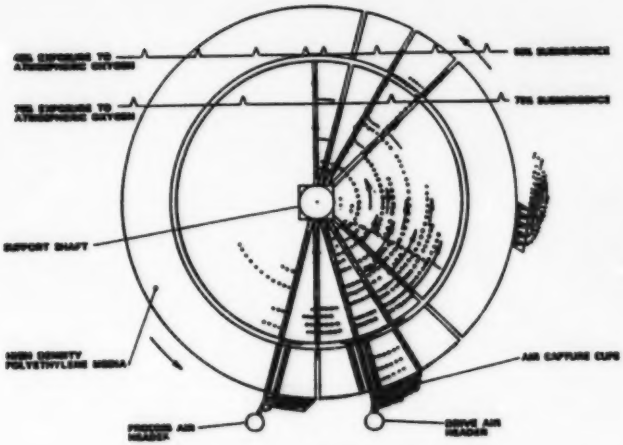


FIGURE 1 SBC PROCESS REACTOR

taken prior to placing the unit into operation. The difference between the initial weight and the weight measured during the various test periods was converted to cm. of biomass thickness by assuming a uniform growth with a weight equivalent to that of water. A hydraulic load cell measuring device was also installed underneath the suspended bearing support structure. Pressure readings were taken routinely with a hydraulic hand pump and converted to weight exerted on the shaft in a similar manner as that used for the test wedge analysis.

Results and Discussion: The first of the two single-stage studies was held at the Salmon Creek treatment plant operated by the Southwest Suburban Sewer District of Seattle, Washington. The Salmon Creek plant has a capacity of approximately 11,355 CMD of which a range of flows from 2 l/s to 13 l/s were treated by the SBC unit under varying test conditions. The flow scheme incorporated microscreen for primary and secondary clarification. The screened influent was then sent to an adjustable flow splitter box where it could be divided to achieve the desired test condition. The specific air rate was varied throughout the test periods in order to determine the effect of aeration on the overall removal rate. Air consumption was monitored on each of the headers with a rotameter and total consumption was determined by adding the two measured values. Table 1 summarizes the relative conditions during each of the test periods and effects on unit performance.

A plot of the specific removal rates as a function of the applied loading is provided for the Salmon Creek study in Figure 2. The results were compared to an aerated RBC model which was derived from a data base gathered from approximately 25 aerated RBC installations throughout the United States. Performance ratio was defined by dividing the actual measured values by those values predicted by the model. This type of comparison was made from the perspective of effluent soluble BOD_5 in mg/l and specific applied load in g/m^2-d. Each comparison was plotted as a function of the specific air rate in Figures 3 and 4. Those points below the solid line labeled performance equal to the model in Figure 3 indicate effluent soluble

Table 1.0

SBC PERFORMANCE ANALYSIS - SALMON CREEK STP

Test Period	Hydraulic Loading m^3/m^2-d	$SBOD_5$ (mg/l) Infl.	Effl.	Applied/Removed g $SBOD_5/m^2$-d	% Rem.	*Air Rate m^3/h	% Process Air	**Air Rate/kg $SBOD_5$ Applied/Removed	RPM
S-I	0.091	92	23	8.40/6.25	74.4	.017	43.9	2.10/2.77	1.02
S-II-A	0.197	87	47	17.14/7.86	45.9	.017	43.9	1.01/2.25	1.06
S-II-B	0.187	73	20	13.67/9.91	72.5	.035	21.5	2.55/3.52	1.83
S-III-A	0.062	58	9.7	3.61/3.03	83.3	.016	34.1	4.42/5.24	0.98
S-III-B	0.052	53	6.7	2.73/2.39	87.5	.015	35.5	5.69/6.52	0.83
S-IV	0.330	56	23	18.46/10.89	59.0	.039	30.1	2.14/3.63	1.64
S-V-A	0.152	32	13.7	4.83/2.78	57.4	.013	44.3	2.70/4.68	0.71
S-V-B	0.118	45	10.7	5.27/4.05	76.9	.012	39.4	2.36/3.07	0.78

Pilot Unit Surface Area = 3,400 square meters

*Specific Air Rate per Square Meter

**Specific Air Rate in M^3/h

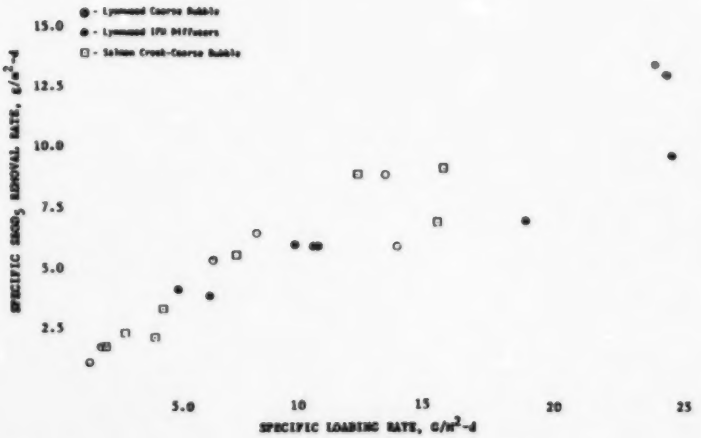


FIGURE 2 SPECIFIC SBC $SBOD_5$ REMOVAL RATE AS A FUNCTION OF THE SPECIFIC LOADING RATE

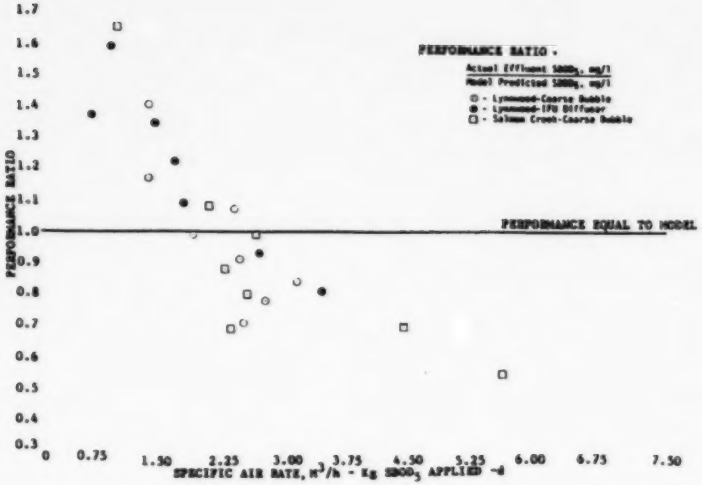


FIGURE 3 SBC PERFORMANCE RATIO VERSUS SPECIFIC AIR RATE APPLIED FOR $SBOD_5$ REMOVAL (SPECIFIC APPLIED LOAD PERSPECTIVE)

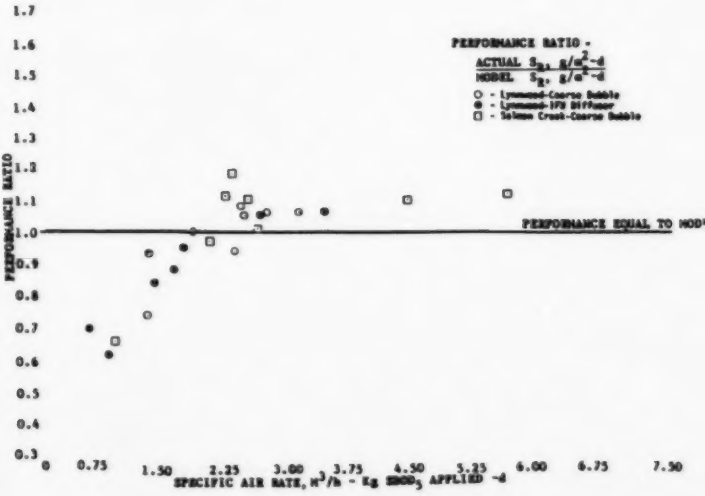


FIGURE 4 SBC PERFORMANCE RATIO VERSUS SPECIFIC AIR RATE APPLIED FOR $SBOD_5$ REMOVAL (EFFLUENT NH_3-N PERSPECTIVE)

BOD_5 concentrations less than predicted by the aerated model while those points above the same line in Figure 4 indicate removal rates greater than those predicted by the model.

Based on this data, it was concluded that a specific air rate of approximately 1.1 m^3/h per kg. of soluble BOD_5 applied is required to achieve comparable performance to aerated RBC application. Furthermore, the observation was made that SBC has the capability of producing effluent concentrations lower than those predicted by the model by supplying air at a rate in excess of that required to achieve equivalent performance.

In addition to measuring the removal efficiency of the SBC, other objectives of the Salmon Creek study included: determining the tank hydraulic capacity and weight of the test unit at various increments of submergence, determining rotational speeds at various levels of submergence, and determining the braking effect of the process air header. These objectives were satisfied by running tests at various levels of submergence with varying percentages of air being supplied through the process and drive header. The results from these tests were used to construct figure 5, which is a plot of unit RPM versus

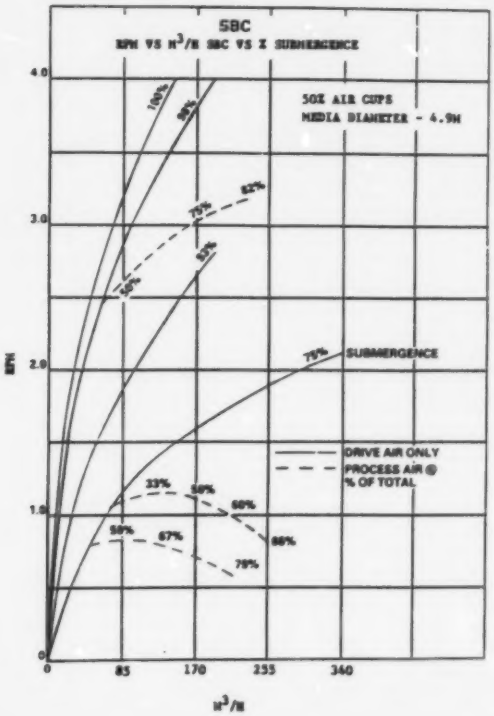


FIGURE 5 SBC RPM VERSUS AIR FLOW VERSUS PERCENTAGE SUBMERGED

air flow at various levels of submergence. It should be noted that the SBC only requires half of the air cups used for standard air-drive RBC operation, due to the reduced rotational torque at higher operating levels of submergence. This point is confirmed by the graph as a reduction in air flow resulted in the same rotational speed at greater levels of submergence. With this information readily available, the effects of process air upon rotational speed was analyzed and the combined effect upon level of treatment was reviewed. For the most part, rotational speeds of 18.3 m/min. were maintained in accordance with earlier RBC studies, concluding that this speed be used as a basic design criteria for domestic wastewater treatment.[3]

The SBC solids generation rate was also determined as a function of the applied soluble BOD_5 loading. This relationship proved similar to a single-stage RBC process.

The same equipment used during the Salmon Creek study was relocated to the Lynnwood, Washington wastewater treatment plant in order to achieve further information on single-stage SBC operation. Hydraulic and organic loading rates were altered to achieve a greater data base over varying influent condition's. The major difference between the two plants was the concentration of the domestic waste stream being treated. The Lynnwood soluble BOD_5 concentration ranged between 95-109 mg/l, while at Salmon Creek the soluble BOD_5 was between 32-92 mg/l. This difference resulted in higher organic loadings for similar flow rates. It also allowed for observation of the effects of reduced retention time on performance. The effects of changing other process parameters are illustrated in Table 2.

Table 2.0

SBC PERFORMANCE ANALYSIS - LYNNWOOD STP

Test Period	Hydraulic Loading m^3/m^2-d	$SBOD_5$ (mg/l) Infl.	Effl.	Applied/Removed g $SBOD_5/m^2$-d	% Rem.	*Air Rate m^3/h	% Process Air	**Air Rate/kg $SBOD_5$ Applied/Removed	RPM
L-I	0.159	95	32.0	15.09/10.01	66.3	.021	42.9	1.39/2.10	1.04
L-II	0.078	97	16.0	7.52/6.30	83.8	.021	42.9	2.77/3.30	1.06
L-III	0.086	109	22.5	9.42/7.97	79.3	.018	55.7	1.91/2.93	0.93
L-IV-A	0.046	95	8.9	2.05/1.66	81.0	.006	50.0	3.15/3.93	0.96
L-IV-B	0.029	90	8.9	2.59/2.34	90.6	.007	37.2	2.51/2.81	0.69
L-V	0.244	64	35.8	15.58/6.88	44.2	.022	50.0	1.39/3.18	1.07
L-VI-A	0.420	63	28.1	26.95/14.94	55.4	.066	50.0	2.47/4.42	1.39
L-VI-B	0.371	76.5	36.2	28.37/14.94	52.7	.066	58.9	2.32/4.42	1.10

Pilot Unit Surface Area = 3,490 square meters

*Specific Air Rate per Square Meter

**Specific Air Rate in M^3/h

A wider range of flows were also observed at the Lynnwood wastewater treatment plant with the highest measured value of 1453 m^3/d being used to maximize organic loading. The structural ability of the equipment to handle higher first stage loading was deemed to be one of the benefits of operation at the SBC's increased submergence. Organic loadings as high as 28.37 g soluble BOD_5/m^2-d were exerted on the SBC during the study. Even at higher loadings, the SBC experienced no problems with operation or relative process removals. By contrast, RBC design information published by the U.S. EPA suggests first-stage loadings of 12.21 g soluble BOD_5/m^2-d for mechanical drive operation with justification for loadings up to 19.53 g soluble BOD_5/m^2-d where some operational means of stripping biomass, such as an air header, is available.[4]

The specific removal rates are plotted as a function of the applied loading in Figure 2. In addition to the use of standard coarse bubble aeration, fine bubble (IFU) diffusers were also tested at Lynnwood in order to observe their effect on the overall performance of the SBC. The difference between the periods with coarse and fine bubble aeration was noted on Figures 3 and 4 for comparison to the aerated RBC model.

The data gathered at Lynnwood verified the conclusion that a specific air rate of approximately 1.1 m^3/h per kg of soluble BOD_5 applied is required to achieve comparable performance to aerated RBC application.

Another of the tests run at Lynnwood measured the instantaneous dissolved oxygen concentration at various distances from the center of the SBC unit to determine if oxygen was present throughout. The procedures for this test consisted of inserting a dissolved oxygen probe between layers of media as close to the shaft center as possible. Electrical leads were wrapped around the unit periphery and it was rotated for one hour intervals to achieve steady-state conditions. The unit was then instantaneously stopped and readings were taken by contacting the electric leads to a dissolved oxygen meter at the top of the steel tankage. After each reading, the probe was relocated in 15 cm. intervals towards the periphery and readings were again taken after steady state conditions were achieved. The same procedure was then repeated from the outside of the unit inward, and the percent of effluent dissolved oxygen was plotted as a function of the distance from the SBC center (see Figure 6). The average effluent dissolved oxygen concentration measured during the test period was 6 mg/l. At the lowest point of the graph, the dissolved oxygen equivalent of 2.2 mg/l verifies the ability of the dual header system to maintain an internal healthy aerobic environment for biological activity.

The third demonstration study was held at the Round Rock, TX wastewater treatment plant. Three (3) individual reactors were erected to analyze multiple-stage SBC operation for higher degrees of treatment. The first stage reactor provided 3,851 square meters of biological surface area with 1,907 square meters being provided in both the second and third stages of treatment. Prior to entering the biological reactors, the influent wastewater stream was passed through a rotating drum screen with 0.22 cm. openings for primary solids removal. In addition, a 3.6 m diameter secondary clarifier was provided after the three stage SBC system to measure settleability of the secondary solids prior to disinfection and discharge.

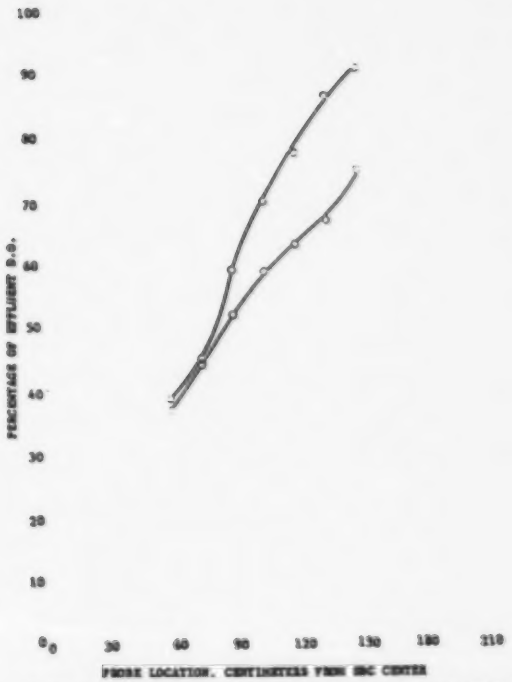


FIGURE 6 DISSOLVED OXYGEN PATTERN INSIDE THE SBC MEDIA

The flow rate to the first stage reactor was a constant 379 l/m with a BOD_5 averaging 132 mg/l. This resulted in an average first stage loading of 18.65 g soluble BOD_5/m^2-d with a generally lower percentage of soluble BOD_5 than would be expected in a municipal wastewater treatment plant. The lower organic loading also led to higher hydraulic loadings and reduced retention times. As a result of such conditions and the limited amount of secondary clarifier surface area available, part of the flow was wasted after the first stage SBC. In so doing, the hydraulic loading were reduced on the second and third stage reactors as well as the secondary clarifier.

Typically, nitrifying bacteria will only predominate after the soluble BOD_5 is reduced to 15 mg/l.[5] Therefore, the stage one reactor was removing organic matter at low concentrations while the second and third stages were being used for either BOD_5 removal or simultaneous low level BOD_5 reduction and nitrification depending upon the influent soluble BOD_5 concentrations. Those points above this limit resulted in changes of the second stage biology to perform only BOD_5 removal and the nitrification process was retarded to some extent. The stage-wise removal rates are plotted as a function of the applied loading in figures 7 and 8. In addition, a stage-wise analysis of the air supplied per kg. of ammonia-nitrogen reduced with the corresponding effluent concentration is plotted in figures 9 and 10.

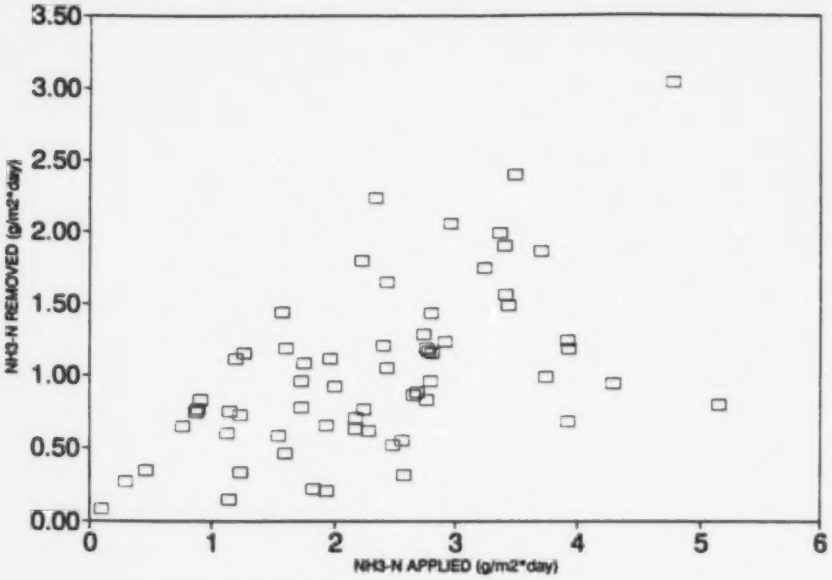


FIGURE 7 STAGE 2 AMMONIA-NITROGEN REMOVAL RATE AS A FUNCTION OF THE APPLIED LOAD

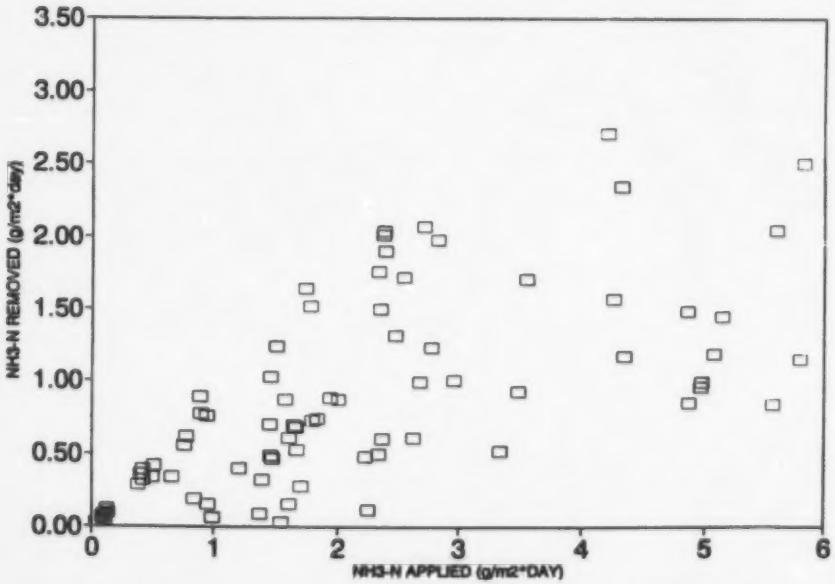


FIGURE 8 STAGE 3 AMMONIA-NITROGEN REMOVAL RATE AS A FUNCTION OF THE APPLIED LOAD

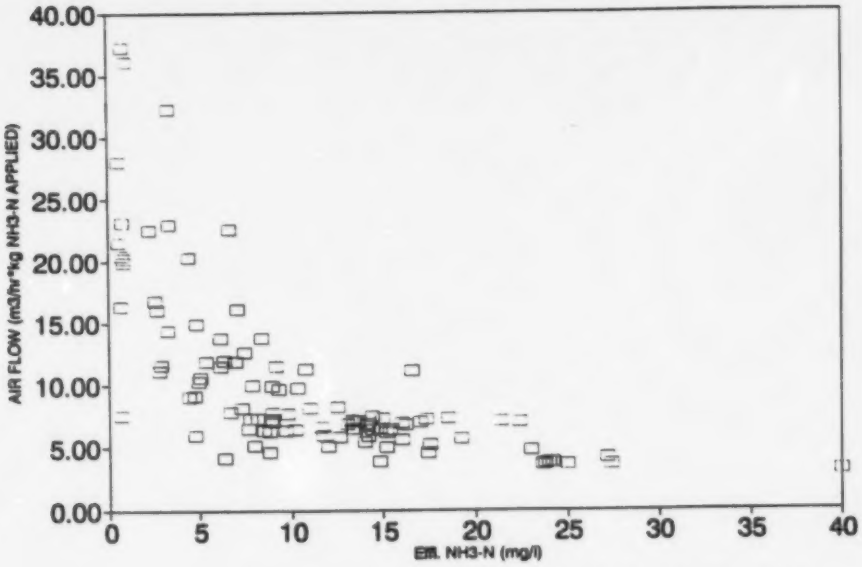


FIGURE 9 ROUND ROCK, TEXAS-STAGE 2-SPECIFIC AIR FLOW RATE PER KG. $SBOD_5$ APPLIED VERSUS EFFLUENT NH_3-N CONCENTRATION

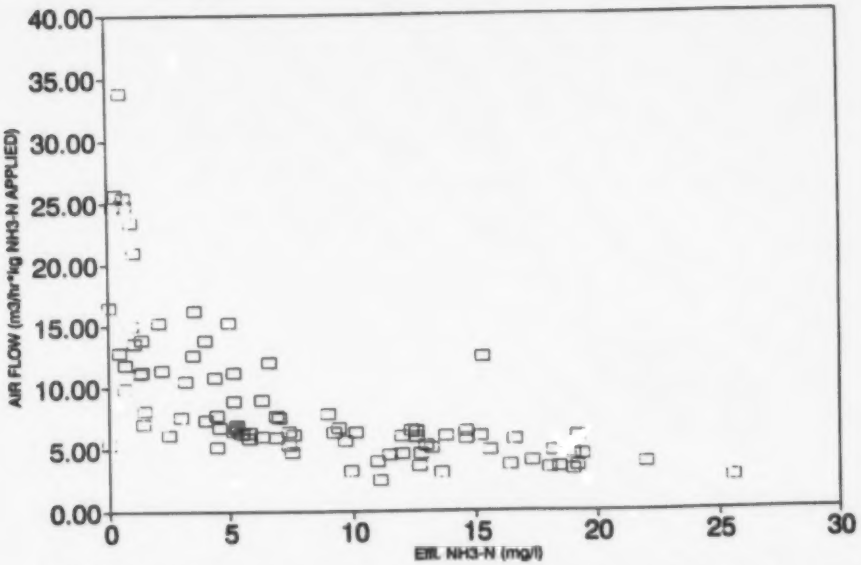


FIGURE 10 ROUND ROCK, TEXAS-STAGE 3 SPECIFIC AIR FLOW RATE PER KG. $SBOD_5$ APPLIED VERSUS EFFLUENT NH_3-N CONCENTRATION

Based upon the data, it was once again concluded that the SBC was capable of converting ammonia-nitrogen at the same rate of 1.46 g NH_3-N/m^2-d commonly used throughout the RBC industry in design practices for effluent ammonia-nitrogen concentrations greater than 4 mg/l with lower conversion rates for greater degrees of treatment as expected.

Biofilm measurements were made throughout all three (3) of the SBC studies to determine the biomass thickness under various loading conditions. The results revealed biomass thickness had not exceeded .08 cm, at the highest organic loadings of up to 24.41 g soluble BOD_5/m^2-d. It was also noted that heavier biomass thicknesses were found during fine bubble aeration than those with coarse bubble oxygenation under similar conditions. Such overall low biomass thicknesses were attributed to the pneumatic scouring capability of the dual air header system provided with the SBC unit.

The secondary clarifier overflow rate was varied over a range of flows and solids concentrations to determine the settling characteristics of the SBC solids. The average effluent BOD_5 concentration of 9 mg/l and SS concentration of 15 mg/l was achieved at a surface overflow rate of about 26 m^3-d. This corresponds with overflow rates typically used for RBC operation.[6] Figure 11 illustrates the percentage removals for the various overflow rates tested during the study.

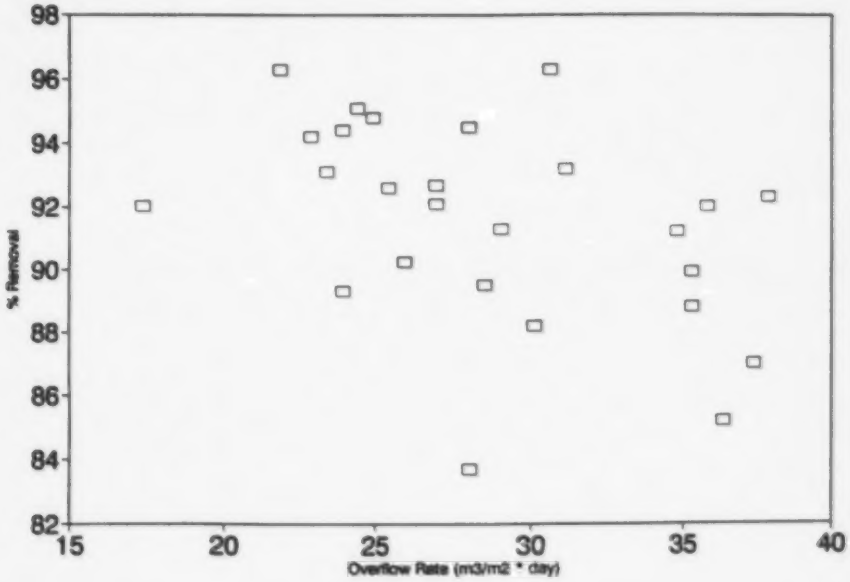


FIGURE 11 PERCENTAGE OF TOTAL SUSPENDED SOLIDS REMOVAL AS A FUNCTION OF SECONDARY CLARIFIER OVERFLOW RATE

Conclusion: The full-scale demonstration studies at three municipal treatment plants have provided useful operational data supporting the anticipated advantages resulting from increased submergence of the reactor. Among these advantages are: higher specific removal rates, high first stage loading capability, maintenance of a uniformly thin biofilm, and reduced shaft weights in comparison to RBC oepration with identical biofilm thickness due to the buoyant forces from deeper submergence. All of these benefits result in the use of less surface area per given application, the ability to reduce capital costs further by installation of high density media throughout, the ability to increase unit diameter from the 3.6 M standard, and the ability to rotate a well-balanced unit at variable speeds. Ultimately, these benefits provide a cost-effective return on the equipment from the standpoint of capital, land, energy, and O & M costs.

REFERENCE LIST

Antonie, R.L. (1976) Fixed Biological Surfaces - Wastewater Treatment, Pgs. 10-11. CRC Press, Inc., Cleveland, Ohio.

James Canaday, Carl W. Reh, R. Srinivasaraghavan, "Plant Scale Investigation of RBC Process Supplemental Aeration".

Antonie, R.L. (1976) Fixed Biological Surfaces - Wastewater Treatment, Pg. 48. CRC Press, Inc., Cleveland, Ohio.

Task Force on O & M of Fixed Film Reactors, John Harrison, Chairman, (1988) O & M of Trickling Filters, RBCs and Related Processes, Manual of Practice OM-10, Pg. 104. Water Pollution Control Federation.

Richard C. Brenner, James A. Heidman, Edward J. Opatken, Albert C. Petrasek, Jr., (1984) Design Information on Rotating Biological Contactors, Pgs. 103-108. Municipal Environmental Research Laboratory, Office of Research and Development, U.S. Environmental Protection Agency.

Antonie, R.L. "Nitrogen Control With The Rotating Biological Contactor". Autotrol Corporation, Bio-Systems Division.

BIOFILTRATION À BASE DE TOURBE: UNE ALTERNATIVE PROMETTEUSE POUR L'ASSAINISSEMENT INDIVIDUEL

Ginette Bélanger et Gérardo Buelna

Centre de recherche Premier, Les Tourbières Premier Ltée,
C.P. 2600, Rivière-du-Loup, Québec, Canada G5R 4C9

Texte accompagnant la présentation d'une affiche au 13e Symposium sur le traitement des eaux usées, Montréal, 14-16 novembre 1990.

ABSTRACT

Given the ground area and the soil permeability limitations, many on-site wastewater systems can not be achieved with a conventional soil absorption field system. Compared with this system, independently of the soil properties, peat-based biofilter needs ground area up to eight times inferior. This study reports the efficiency of two peat-based biofilters (country house and permanent residence). After one year of operation, the results showed reduction of 96% in suspended solids, 97% in 5-days biological oxygen demand, 74% in chemical oxygen demand, 56% in total Kjeldahl nitrogen, 10% in total phosphorus and more than 99% in fecal coliforms when the average hydraulic charge is 0.11 m/d.

Keywords
Peat, biofiltration, on-site wastewater treatment, septic tank effluent.

Mots-clé
Tourbe, biofiltration, assainissement individuel, assainissement autonome, résidences isolées, eaux usées, effluent de fosse septique.

INTRODUCTION

L'approche conventionnelle, et la plus économique, pour le traitement des eaux usées des résidences non-reliées à un réseau d'égout consiste en l'utilisation d'une fosse septique suivi d'un champ d'épuration. Cependant, la nécessité de disposer d'une grande superficie de terrain et d'un sol à perméabilité élevée rend souvent impossible l'installation du champ d'épuration. Le propriétaire doit alors avoir recours à d'autres types de procédés qui se révèlent plus coûteux.

La biofiltration à base de tourbe est une alternative qui permet de s'affranchir de ces inconvénients. En effet, cette technologie utilise une superficie de terrain huit fois inférieure à celle requise par un champ d'épuration de type modifié (Ministère de l'environnement du Québec, 1983), tandis que les caractéristiques de perméabilité du sol n'influencent pas la performance de ce procédé. Le but de cette étude est donc de mettre au point et de démontrer la faisabilité et l'efficacité d'un système de biofiltration à base de tourbe pour le traitement des eaux usées des résidences isolées québécoises.

MÉTHODOLOGIE

Afin de tenir compte des deux types de résidences isolées que l'on retrouve le plus fréquemment au Québec, deux prototypes ont été installés. Un premier système assure le traitement des eaux usées d'un chalet habité temporairement durant quelques mois de l'année et de façon épisodique le reste du temps, tandis qu'un second prototype a été installé sur le terrain d'une résidence familiale habitée en permanence.

Le système est illustré à la figure 1. Dans un premier temps, les eaux usées se déversent dans une fosse septique de 3,4 m^3. L'effluent de la fosse est ensuite dirigé vers un régulateur de débit doté d'un réservoir. Finalement, les eaux usées sont dirigées, par gravité, vers un distributeur qui répartit l'eau sur toute la surface du lit de tourbe. Le prototype de la résidence familiale a été installé quatre mois après celui du chalet. En tenant compte des premiers résultats obtenus au chalet, des modifications ont été apportées au système de biofiltration de la résidence afin d'augmenter sa performance épuratoire. Les débits de pointe ayant été identifiés comme un facteur affectant la performance épuratoire du système, nous avons installé un régulateur de débit de 300 L et augmenté le volume du biofiltre d'un facteur de 2,6.

Le lit filtrant est composé d'une tourbe Premier (BB-1) présentant un indice VonPost d'environ 4. Une couche de roche concassée d'une épaisseur de 20 cm est déposée sur le fond du bioréacteur afin de former un support adéquat pour la tourbe et faciliter le drainage de l'effluent traité. Une couche de 10 cm de la même roche est ajoutée à la surface du lit filtrant pour améliorer la performance du distributeur d'eau.

Le prototype du chalet a été mis en opération en juillet 1989. Celui-ci étant le premier, la période de mise au point s'est étalée jusqu'en octobre, moment où le suivi de la performance épuratoire a débuté. Aucune période de mise au point n'a été nécessaire pour le prototype de la résidence; le suivi a donc débuté 24 heures après la mise en opération. Le tableau 1 résume les caractéristiques des deux biofiltres.

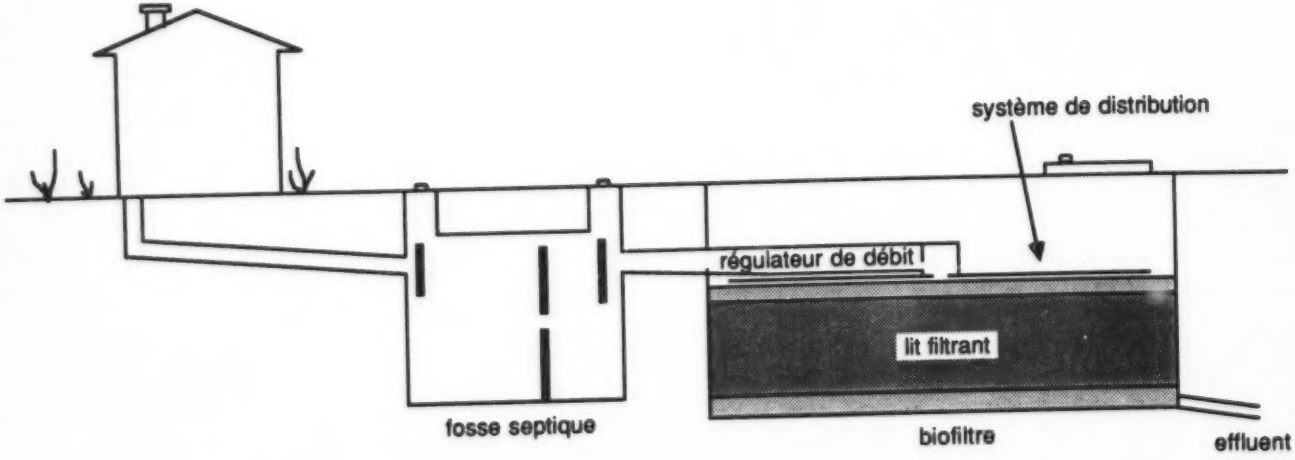


Figure 1. Vue générale d'un système individuel de traitement des eaux usées à l'aide d'un biofiltre à base de tourbe.

TABLEAU 1 CARACTÉRISTIQUES DES DEUX PROTOTYPES: CHALET ET RÉSIDENCE.

Caractéristiques	Chalet	Résidence
Nombre de personnes	5	3
Hauteur du lit filtrant (cm)	80	100
Volume du lit filtrant (m^3)	1,7	4,5
Surface du lit filtrant (m^2)	2,0	4,5
Compaction du lit filtrant	pression manuelle	naturelle
Mise en opération	juillet 1989	novembre 1989
Période de mise au point	juillet à octobre 1989	aucune
Suivi de la performance épuratoire	octobre 1989 à juillet 1990	novembre 1989 à août 1990

Des échantillons d'eau ont été prélevés à l'entrée et à la sortie des biofiltres à une fréquence d'environ deux fois par mois pour le chalet et de six fois par mois pour la résidence. Les analyses suivantes ont été effectuées pour tous les échantillons: pH, couleur, oxygène dissous, matières en suspension (MES), demande biologique en oxygène (DBO_5), demande chimique en oxygène (DCO), azote total de Kjeldahl (NKT), nitrite-nitrate (NOx), phosphore total et coliformes fécaux. De plus, une lecture quotidienne du totalisateur du compteur d'eau a permis de calculer les charges hydrauliques journalières appliquées aux biofiltres.

RÉSULTATS ET DISCUSSION

Efficacité épuratoire

La consommation moyenne en eau pour le chalet est de 0,7 m^3/d. La surface du lit filtrant étant de 2,0 m^2, la charge hydraulique superficielle moyenne se situe à 0,35 m/d. Soulignons toutefois que la charge hydraulique telle que calculée sert de base de comparaison mais ne représente pas la réalité puisque le débit d'eaux usées produites par les résidents d'une maison n'est pas constant au cours d'une journée.

Les résultats obtenus montrent une efficacité épuratoire élevée pour la plupart des paramètres mesurés. Des réductions moyennes de 80% pour les MES, de 94% pour la DBO_5, de 80% pour la DCO, de 69% pour le NKT, de 12% pour le P et de 90% pour les coliformes fécaux ont été obtenues (tableau 2).

Avec une charge hydraulique moyenne inférieure à celle du chalet, soit 0,11m/d, le biofiltre de la résidence présente des performances nettement supérieures. En effet, des réductions moyennes de 96 % pour les MES, 97% pour la DBO_5, 74% pour la DCO, 56% pour le NKT, 10% pour le P et >99 % pour les coliformes fécaux ont été obtenues (tableau 2).

TABLEAU 2. CARACTÉRISTIQUES MOYENNES DES EAUX DE L'AFFLUENT, DE L'EFFLUENT ET PERFORMANCES ÉPURATOIRES OBTENUES POUR LES DEUX BIOFILTRES.

Paramètre *	Chalet			Résidence		
	Affluent	Effluent	% réduction	Affluent	Effluent	% réduction
Température (°C)	3-13	3-12	-	7-12	6-10	-
pH	7,6	6,5	-	7,8	6,8	-
Oxygène dissous	0	7,2	-	1,1	4,1	-
MES	44	9	80%	49	2	96%
DBO_5 totale	187	12	94%	184	5	97%
DCO totale	326	66	80%	400	106	74%
NKT	67	21	69%	73	32	56%
NOx	0	47	-	0	29	-
Phosphore total	8,5	7,5	12%	9,7	8,7	10%
Coliformes fécaux (bact./100mL)	297 000	30 708	90%	304 100	240	>99%

* Sauf indication, les paramètres sont en mg/L.

Par ailleurs, aucune période d'activation du biofiltre n'est nécessaire. Après seulement quelques heures de fonctionnement, les caractéristiques physico-chimiques de l'effluent du biofiltre montrent qu'une efficacité épuratoire satisfaisante est obtenue (tableau 3). Cette caractéristique, peu fréquente pour un système de traitement des eaux usées, serait due aux qualités d'absorption, d'adsorption et d'échange cationique de la tourbe.

TABLEAU 3. CARACTÉRISTIQUES DES EAUX DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT DU BIOFILTRE DE LA RÉSIDENCE AU COURS DES PREMIERES HEURES SUIVANT LA MISE EN OPÉRATION.

	Après 24 heures		Après 120 heures	
Paramètre *	**Affluent**	**Effluent**	**Affluent**	**Effluent**
MES	38	2	47	7
DBO_5 totale	174	15	133	13
DCO totale	378	218	385	131
NKT	68	20	59	25
Phosphore total	8,5	0,5	10,5	7,7
Coliformes fécaux (bact./100mL)	653 000	1 700	75 000	0

* Sauf indication, les paramètres sont en mg/L.

Couleur

L'évolution de la couleur conférée à l'eau par la tourbe est présentée à la figure 2. Ce phénomène,dû à un relargage d'acides humiques, s'est atténué graduellement avec le temps tout en demeurant plus important comparativement aux résultats obtenus lors d'une étude précédente sur le traitement d'eaux usées urbaines (Buelna et Bélanger, 1990). L'inconvénient de ce phénomène demeure de nature esthétique puisque les études de toxicité réalisées jusqu'à maintenant ont démontré l'innocuité de l'effluent de biofiltres à base de tourbe. Toutefois, nous nous employons à rechercher une solution à ce phénomène.

Activité des microorganismes

La concentration en oxygène dissous à l'entrée des biofiltres est de l'ordre de 0 à 1 mg/L, alors qu'à la sortie les concentrations moyennes sont de 7,2 mg/L pour le biofiltre du chalet et de 4,1 mg/L pour le biofiltre de la résidence. Il est difficille de préciser quelle est la proportion du lit filtrant dans laquelle des conditions d'aérobiose prévalent. Toutefois un taux de nitrification élevé a été mesuré, ce qui suggère qu'une partie importante du lit est en aérobiose.

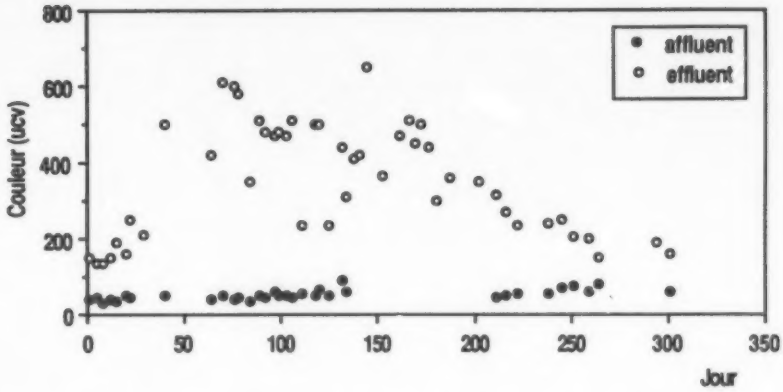


FIGURE 2. ÉVOLUTION DE LA COULEUR DE L'EAU DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT DU BIOFILTRE DE LA RÉSIDENCE

Une observation intéressante à propos du processus de nitrification est ressortie de l'analyse comparative des résultats. Le biofiltre du chalet a été démarré au cours de l'été. En plus des autres conditions retrouvées au sein du lit de tourbe, la température a été favorable de telle sorte que les microorganismes nitrifiants se sont développés. Après trois mois d'opération, les concentrations en NOx de l'effluent du biofiltre étaient généralement supérieures à 40 mg/L. De plus, le processus s'est maintenu au cours de l'hiver alors que la température de l'eau de l'effluent du biofiltre a parfois été aussi faible que 3°C. Les résultats mesurés pour le biofiltre de la résidence sont différents. Ce biofiltre a été mis en opération à l'automne et le processus de nitrification n'a atteint un niveau comparable à celui du chalet qu'au printemps, soit 6 mois après le démarrage. Le moment de mise en opération d'un biofiltre doit donc être pris en considération lorsque l'on désire obtenir un niveau poussé de nitrification le plus rapidement possible. Pour les autres paramètres étudiés, la température (dans la fourchette étudiée, soit 3 à 20°C) n'a eu aucun impact sur la performance du bioréacteur.

Compaction et colmatage

Lors de la mise en place du lit filtrant du chalet, une compaction manuelle du lit de tourbe a été effectuée dans le but de réduire la possibilité de formation de chemins préférentiels. Cette façon de procéder est à éviter car la conductivité hydraulique est fortement diminuée. En effet, la cohésion des fibres de tourbe s'accentuant avec le temps, la conductivité hydraulique du lit filtrant évolue vers des valeurs de plus en plus faibles. Pour ce

prototype, la limite hydraulique ("break point") a été atteinte après une année d'opération sans qu'aucun signe de colmatage superficiel par des MES n'ait été observé. Les fibres de tourbe étant de faible granulométrie, la compaction naturelle du lit est suffisante pour éviter la formation de chemins préférentiels. Pour le prototype de la résidence (compaction naturelle du lit de tourbe), après plus de 10 mois d'opération, aucun signe de perte de conductivité hydraulique et de colmatage à la surface du lit filtrant du bioréacteur de la résidence n'a été observé. Soulignons, que le rapport MVES/MES étant en moyenne de 0,91, la majorité des matières en suspension sont de nature organique, donc dégradées par la microflore présente dans le lit filtrant.

CONCLUSION

Les résultats obtenus au cours de la première année du projet (1989-1990), démontrent la fiabilité, la stabilité et la performance du système dans le contexte climatique québécois. La force de ce système réside sur sa grande capacité d'adaptation dans les différents sols ou dans les endroits non propices à l'implantation d'un champ d'épuration conventionnel. Un suivi à long terme (1990-1994) nous permettra d'obtenir plus de données sur l'efficacité du procédé et sur la longévité du lit filtrant.

REMERCIEMENTS

Cette étude a été réalisée avec le support technique et financier du Centre québécois de valorisation de la biomasse, du Ministère de l'environnement du Québec et du Centre de recherche industrielle du Québec. Les auteurs remercient également la famille Couture de St-Aubert et la famille Bélanger du Lac Trois-Saumons où sont installés les biofiltres, ainsi que l'équipe de la section environnement du Centre de recherche Premier: Claire Bernier, Johanne Bossé, Paul Pelletier et Béatrice Aliphat.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Buelna G et G. Bélanger. 1990. Biofiltration à base de tourbe pour le traitement des eaux usées de petites municipalités, Sciences et techniques de l'eau, 23, 259-264.

Ministère de l'environnement du Québec, Direction de l'aménagement des lacs et cours d'eau. 1983. L'épuration des eaux dans les régions touristiques et rurales, Québec, 69p.

Détermination du volume des boues par écho-sonde

(Sludge Volume Determination Measurements by Sonar)

C. Ouimette, Pro-Gest Inc.
Sherbrooke (Québec)

Texte non reçu au moment de mettre sous presse
Paper unavailable at time of printing